

UNIVERSITÉ DE SHERBROOKE  
Faculté des sciences appliquées  
Département de génie chimique

TRAITEMENT PAR PLASMA THERMIQUE D'UNE LIQUEUR CAUSTIQUE POUR LA  
DESTRUCTION DES CYANURES

Mémoire de maîtrise es sciences appliquées  
Spécialité : génie chimique

---

Luc FORTIN

Sherbrooke (Québec), CANADA

Janvier 1997

©Luc Fortin

## RÉSUMÉ

L'objectif principal de cette recherche est d'évaluer la possibilité de traiter le lixiviat de brasques usées produit par le procédé LCL&L (Lixiviation à bas caustique et chaulage) par contact direct avec un jet de plasma thermique. L'utilisation d'un chalumeau au plasma permet d'éliminer les problèmes de réaction avec les produits de combustion reliés à l'utilisation de chalumeaux conventionnels (e.g. carbonatation du NaOH en  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ). Le fait de se servir de ce type de chalumeau en mode submergé pour le traitement d'une solution liquide constitue l'originalité du projet.

Les essais effectués dans le cadre de ce travail expérimental sont réalisés à l'échelle banc d'essai dans un premier temps. Ils visent à déterminer le taux de décomposition des cyanures contenus dans le lixiviat sous des conditions de plasma thermique en fonction de différents paramètres et à faire la mise à l'échelle d'un réacteur pilote. La puissance électrique fournie au chalumeau, la température et la pression d'opération, le point d'addition d'eau, le volume de lixiviat traité et l'addition de peroxyde d'hydrogène ( $\text{H}_2\text{O}_2$ ) comme co-réactif ont tous un impact sur le taux de destruction des cyanures trouvé. Sous toutes les conditions étudiées, le réacteur plasma offre un taux de destruction plus rapide qu'un réacteur agité sous pression pour une même concentration en cyanures. Ainsi, la comparaison de la constante cinétique obtenue pour le réacteur agité avec une constante similaire pour le réacteur plasma (pente du graphique  $-\ln(C/C_0)$  en fonction du temps) est de  $0.04 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$  vs  $0.59 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$  à  $100^\circ\text{C}$  et de  $1.85 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$  vs  $3 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$  à  $170^\circ\text{C}$ . Ces résultats confirment que le plasma joue un rôle important sur la décomposition des cyanures et qu'il contribue à en augmenter le taux de destruction.

Suite aux connaissances acquises sur le banc d'essai, un réacteur pilote est conçu. Un chalumeau au plasma d'une puissance de 60 kW-150 kW et fonctionnant avec l'air comme gaz plasmagène y est utilisé. Le montage pilote pourra éventuellement servir au design à l'échelle industrielle du procédé dans une phase subséquente à ce projet.

## REMERCIEMENTS

Plusieurs personnes ont pris part à ce projet et leur contribution mérite grandement d'être soulignée ici. D'abord je tiens à remercier sincèrement mon directeur de maîtrise, le professeur Gervais Soucy, pour son implication, pour sa porte toujours ouverte et pour tout le dynamisme qu'il a manifesté au cours de ce projet. Merci de tout coeur Gervais.

Le Dr Vijaya K.Kasireddy et M. Jean-Luc Bernier de la compagnie Alcan International Ltée ont eux aussi contribué de façon significative par leur implication continue à toutes les phases du travail. Des échanges constructifs ont permis de faire avancer ce projet auquel ils ont cru. L'intérêt qu'ils lui ont porté me l'a certes rendu plus intéressant à moi aussi.

Bien que son nom ne soit pas directement relié à ce mémoire, le professeur Maher I. Boulos a été très présent et je tiens à lui exprimer ma gratitude. Merci aussi à M. Serge Gagnon et à M. Marc Couture sans qui je serais encore à travailler sur le montage expérimental. Merci à tous les étudiants et au personnel du Centre de Recherches en Technologie des Plasmas et plus spécifiquement à M. Benoît Davies pour l'aide apportée dans les dernières phases.

Je voudrais finalement remercier le Fonds pour la Formation des Chercheurs et l'Aide à la Recherche (FCAR), l'Université de Sherbrooke et la compagnie Kruger pour les bourses qu'ils m'ont offertes. Merci aussi à Alcan International Ltée pour l'appui financier qui a permis à ce projet de voir le jour.



## TABLE DES MATIÈRES

1. INTRODUCTION.....	1
1.1 Introduction.....	1
1.2 Voies de détoxification des cyanures d'effluents liquides.....	1
1.2.1 Introduction.....	1
1.2.2 Hydrolyse thermique.....	2
1.2.3 Oxydation chimique.....	5
1.2.4 Autres.....	7
1.3 Cellules de brasques usées.....	7
1.4 La technologie des plasmas thermiques.....	12
1.4.1 Définition du plasma.....	12
1.4.2 Mode de génération à courant continu.....	13
1.4.3 Intérêts à traiter le lixiviat par plasma.....	14
1.5 Objectifs et méthodologie de la recherche.....	15
1.6 Conclusion.....	16
2. BANC D'ESSAI: MONTAGES EXPÉRIMENTAUX.....	18
2.1 Généralités.....	18
2.2 Réacteur cylindrique à section constante: réacteur I.....	19
2.3 Réacteurs cylindriques à section variable: réacteur II et réacteur III.....	20
2.3.1 Introduction.....	20
2.3.2 Réacteur II.....	23
2.3.3 Réacteur III.....	23
2.4 Équipements reliés au plasma.....	26
2.5 Alimentation du lixiviat au réacteur.....	29
2.6 Eau d'appoint, air secondaire et peroxyde d'hydrogène.....	30
2.7 Refroidissement des gaz et récupération du condensat.....	31
2.8 Refroidissement et récupération du lixiviat traité.....	31
2.9 Caractérisation des cyanures totaux.....	31

2.9.1	Généralités.....	31
2.9.2	Comparaison des résultats entre l'électrode sélective et la chromatographie ionique.....	32
3.	BANC D'ESSAI: ÉTUDE EXPÉRIMENTALE.....	34
3.1	Introduction.....	34
3.2	Méthodologie.....	34
3.2.1	Essais discontinus.....	34
3.2.2	Essais continus.....	36
3.3	Résultats des essais discontinus sans ajout d'eau d'appoint.....	36
3.3.1	Introduction.....	36
3.3.2	Lixiviat de brasques usées.....	38
3.3.3	Montée en température.....	38
3.3.4	Solution synthétique.....	39
3.4	Résultats des essais discontinus avec ajout d'eau d'appoint.....	40
3.4.1	Introduction.....	40
3.4.2	Méthode de comparaison des taux de destruction.....	43
3.4.3	Reproductibilité des résultats.....	45
3.4.4	Taux de destruction des cyanures et constantes obtenues.....	46
3.4.5	Effet de la concentration en en NaOH de la solution sur la destruction des cyanures dans le lixiviat.....	50
3.4.6	Effet de la puissance du chalumeau sur la destruction des cyanures dans le lixiviat.....	52
3.4.7	Effet de l'addition d'air secondaire sur la destruction des cyanures dans le lixiviat.....	54
3.4.8	Effet du point d'addition d'eau sur la destruction des cyanures dans le lixiviat.....	54
3.4.9	Effet du volume sur la destruction des cyanures dans le lixiviat.....	58
3.4.10	Effet de l'addition de peroxyde d'hydrogène sur la destruction des cyanures dans le lixiviat.....	60
3.4.11	Effet du débit de gaz plasmagène sur la destruction des cyanures dans le lixiviat.....	62
3.4.12	Effet de la concentration initiale de cyanures contenus dans le lixiviat.....	62

3.4.13	Effet comparatif de la configuration des réacteurs II et III sur la destruction des cyanures dans le lixiviat.....	64
3.4.14	Effet de la température et de la pression sur la destruction des cyanures dans le lixiviat et comparaison avec les résultats obtenus dans un réacteur pressurisé.....	66
3.4.15	Effet de la nature du lixiviat.....	70
3.4.16	Effet du tube de recirculation sur la destruction des cyanures dans le lixiviat.....	72
3.4.17	Analyse détaillée de la décomposition des cyanures en fonction de leur nature.....	74
3.5	Résultats de l'essai continu.....	75
3.6	Bilans d'énergie.....	79
3.7	Bilans de masse.....	84
3.8	Conclusion.....	86
3.8.1	Essais discontinus sans ajout d'eau d'appoint.....	88
3.8.2	Essais discontinus avec ajout d'eau d'appoint.....	89
3.8.3	Essai continu.....	90
4.	ÉCHELLE PILOTE.....	91
4.1	Introduction.....	91
4.2	Montage expérimental.....	91
4.2.1	Réacteur plasma.....	91
4.2.2	Système de manutention.....	93
4.2.3	Chalumeau plasma.....	93
4.2.4	Système d'acquisition et de contrôle.....	93
4.2.5	Structure d'acier, tube de recirculation et amortisseurs.....	94
4.2.6	Air comprimé.....	95
4.2.7	Sécurité.....	95
4.3	Procédure des essais discontinus avec le réacteur plasma.....	95
4.3.1	Manutention et pesée de la solution.....	95
4.3.2	Préparatifs pré-essai.....	95
4.3.3	Démarrage du chalumeau.....	96

4.3.4	Essai.....	97
4.3.5	Arrêt.....	97
4.3.6	Échantillonnage et nettoyage.....	97
4.4	Étude expérimentale.....	98
4.5	Conclusion.....	102
CONCLUSION.....		104
Appendice 1 : Courbe de montée en température.....		110
Appendice 2 : Données complètes servant aux calculs du bilan thermique.....		112
Appendice 3 : Fichier des données cumulées par le système d'acquisition lors de l'essai avec le réacteur d'échelle pilote.....		116
Bibliographie.....		122

## LISTE DES FIGURES

Figure 1.1	Coupe d'une cellule d'électrolyse montrant la couche de carbone et la couche de réfractaires formant les brasques usées [Source: RICKMAN, W.S., Young, J.E. (février 1987) <i>Recent Developments concerning Circulating Bed Combustion of Spent Potlining</i> , <u>Light Metals 1987</u> , Denver, Colorado.].....	8
Figure 1.2	Destruction des brasques usées par le procédé LCL&L [Source: KASIREDDY, V.K., BERNIER, J.-L., SOUCY, G., FORTIN, L. (1996) <i>Destruction of Cyanides in Spent Potlining Leachate</i> , <u>Conférence Internationale des Métallurgistes</u> , Montréal.].....	11
Figure 1.3	Rayonnement émis par un plasma d'argon à différentes conditions de température et de pression [Source: SOLOUKHIN, R.I., GOULARD R. (1987) <i>Radiative Heat Transfer in High-Temperature Gases</i> , New York, Hemisphere Publishing Corporation, 309 p.].....	13
Figure 1.4	Chalumeau à plasma DC typique [Source: BOULOS, M.I. (1996) <i>Notes de cours: Technologie des plasmas thermiques GCH-760</i> , Université de Sherbrooke.].....	14
Figure 2.1	Photographies des configurations ayant fait l'objet de l'étude hydrodynamique: (a) Cas 1, (b) Cas 2 (lors du traitement de liqueur Bayer).....	21
Figure 2.2	Réacteur I: (a) dimensions choisies, (b) photographie du réacteur I traitant de la liqueur Bayer.....	22
Figure 2.3	Réacteur II: (a) dimensions choisies, (b) photographie du réacteur II traitant du lixiviat de brasques usées.....	24
Figure 2.4	Réacteur III: (a) dimensions choisies, (b) photographie du réacteur III traitant du lixiviat de brasques usées.....	25
Figure 2.5	Équipements auxiliaires reliés au plasma.....	26
Figure 2.6	Photographie du chalumeau à plasma DC.....	27
Figure 2.7	Alimentation électrique.....	28
Figure 2.8	Poste de contrôle et de commande.....	29
Figure 2.9	Concentration des cyanures totaux par électrode sélective et par chromatographie ionique après micro-distillation Lachat.....	33

Figure 3.1	Étude de reproductibilité des résultats dans le réacteur plasma. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b) $-\ln(C/C_0)$ en fonction du temps..	47
Figure 3.2	Décomposition des cyanures totaux du lixiviat de brasques usées dans le réacteur plasma. (a) Concentration en cyanures totaux en fonction du temps, (b) $-\ln(C/C_0)$ en fonction du temps.....	48
Figure 3.3	Effet de la concentration d'hydroxyde de sodium sur la décomposition des cyanures du lixiviat de brasques usées dans le réacteur plasma. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b) $-\ln(C/C_0)$ en fonction du temps..	51
Figure 3.4	Effet de la puissance électrique fournie au chalumeau sur la décomposition des cyanures du lixiviat de brasques usées dans le réacteur plasma. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b) $-\ln(C/C_0)$ en fonction du temps.....	53
Figure 3.5	Effet de l'addition d'air secondaire à la base du réacteur sur la décomposition des cyanures du lixiviat de brasques usées dans le réacteur plasma. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b) $-\ln(C/C_0)$ en fonction du temps.....	55
Figure 3.6	Effet de l'addition d'air secondaire par les orifices situés au sommet de l'enveloppe externe du chalumeau sur la décomposition des cyanures du lixiviat de brasques usées dans le réacteur plasma. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b) $-\ln(C/C_0)$ en fonction du temps.....	56
Figure 3.7	Effet du point d'addition de l'eau d'appoint sur la décomposition des cyanures du lixiviat de brasques usées dans le réacteur plasma. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b) $-\ln(C/C_0)$ en fonction du temps..	57
Figure 3.8	Effet du volume de lixiviat dans le réacteur sur la décomposition des cyanures du lixiviat de brasques usées dans le réacteur plasma. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b) $-\ln(C/C_0)$ en fonction du temps..	59
Figure 3.9	Effet de l'addition de peroxyde d'hydrogène sur la décomposition des cyanures du lixiviat de brasques usées dans le réacteur plasma. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b) $-\ln(C/C_0)$ en fonction du temps..	61
Figure 3.10	Effet du débit de gaz plasmagène sur la décomposition des cyanures du lixiviat de brasques usées dans le réacteur plasma. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b) $-\ln(C/C_0)$ en fonction du temps.....	63
Figure 3.11	Effet de la concentration initiale en cyanures totaux sur la décomposition des cyanures du lixiviat de brasques usées dans le réacteur plasma. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b) $-\ln(C/C_0)$ en fonction du temps..	65

Figure 3.12	Effet de la configuration des réacteurs II et III sur la décomposition des cyanures du lixiviat de brasques usées dans le réacteur plasma. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b) $-\ln(C/C_0)$ en fonction du temps..	67
Figure 3.13	Effet de la température et de la pression d'opération sur la décomposition des cyanures du lixiviat de brasques usées dans le réacteur plasma. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b) $-\ln(C/C_0)$ en fonction du temps..	68
Figure 3.14	Effet de la nature du lixiviat traité sur la décomposition des cyanures du lixiviat de brasques usées dans le réacteur plasma. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b) $-\ln(C/C_0)$ en fonction du temps.....	71
Figure 3.15	Effet du tube de recirculation sur la décomposition des cyanures du lixiviat de brasques usées dans le réacteur plasma. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b) $-\ln(C/C_0)$ en fonction du temps.....	73
Figure 3.16	Dimensions et matériau des tubes de recirculation étudiés.....	75
Figure 3.17	Analyse détaillée de la décomposition des cyanures selon leur nature dans le réacteur plasma. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b) $-\ln(C/C_0)$ en fonction du temps.....	76
Figure 3.18	Concentration en cyanures totaux en fonction du temps d'essai de destruction des cyanures du lixiviat de brasques usées en mode continu (essai C1/III).....	79
Figure 3.19	Schéma des entrées et des sorties d'énergie du système.....	80
Figure 3.20	Rendement au chalumeau pour les essais faits à pression atmosphérique en fonction de la puissance.....	84
Figure 3.21	Répartition moyenne de l'énergie sur le montage expérimental pour les essais à pression atmosphérique sur le réacteur II.....	85
Figure 3.22	Répartition moyenne de l'énergie sur le montage expérimental pour les essais à pression atmosphérique sur le réacteur III.....	85
Figure 3.23	Schéma des entrées et des sorties de masse du système pour les essais discontinus avec ajout d'eau d'appoint à pression atmosphérique.....	87
Figure 4.1	Schéma bloc du procédé de traitement des cyanures par plasma submergé.....	92
Figure 4.2	Température dans le réacteur, puissance électrique fournie au chalumeau	

et pression relative dans le réacteur pour l'essai discontinu avec ajout d'eau d'appoint dans le réacteur pilote..... 100

Figure 4.3 Destruction des cyanures du lixiviat de brasques usées dans le réacteur plasma pilote. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b)  $-\ln(C/C_0)$  en fonction du temps (les concentrations en cyanures données sont corrigées pour tenir compte de l'évaporation qui prend place en cours d'essai)..... 101



## LISTE DES TABLEAUX

TABEAU 1.1	CONSTANTE CINÉTIQUE MESURÉE SELON LA CONCENTRATION EN CYANURES POUR DIFFÉRENTES SOLUTIONS.....	4
TABEAU 1.2	PROCÉDÉS DE DÉTOXICATION DES CYANURES [PADIYAR et coll.,1995].....	7
TABEAU 1.3	COMPOSITION TYPIQUE DES BRASQUES USÉES D'APRÈS LA LITTÉRATURE.....	9
TABEAU 1.4	COMPOSITION TYPIQUE DU LIXIVIAT DE BRASQUES USÉES DU PROCÉDÉ LCL&L [KASIREDDY et coll., 1996].....	11
TABEAU 2.1	DIMENSIONS ÉTUDIÉES POUR LE RÉACTEUR I.....	19
TABEAU 3.1	CONDITIONS D'OPÉRATION ET DÉCOMPOSITION DES CYANURES AVEC LE LIXIVIAT DE BRASQUES USÉES POUR LES ESSAIS DISCONTINUS SANS EAU D'APPOINT À PRESSION ATMOSPHÉRIQUE.....	37
TABEAU 3.2	CONDITIONS D'OPÉRATION ET DÉCOMPOSITION DES CYANURES AVEC UNE SOLUTION SYNTHÉTIQUE DE FERROCYANURES EN MODE DISCONTINU SANS EAU D'APPOINT ET À PRESSION ATMOSPHÉRIQUE.....	37
TABEAU 3.3	CONDITIONS D'OPÉRATION ET DÉCOMPOSITION DES CYANURES AVEC LE LIXIVIAT DE BRASQUES USÉES POUR LES ESSAIS DISCONTINUS AVEC AJOUT D'EAU D'APPOINT.....	41
TABEAU 3.4	CONSTANTES TROUVÉES AVEC LE LIXIVIAT DE BRASQUES USÉES.....	49
TABEAU 3.5	TAUX DE DESTRUCTION DES CYANURES DU LIXIVIAT DE BRASQUES USÉES POUR UNE CONCENTRATION DE 100mgCN/L.....	50
TABEAU 3.6	COMPARAISON DE LA CONSTANTE DE DESTRUCTION DES CYANURES CONTENUS DANS LE LIXIVIAT PAR RAPPORT À LA CONCENTRATION EN CYANURES TOTAUX DANS LE RÉACTEUR PLASMA ET LE RÉACTEUR AGITÉ SOUS PRESSION (PARR).....	69

TABLEAU 3.7	RÉSULTATS OBTENUS DES ESSAIS DE MATÉRIAU ET GÉOMÉTRIE DU TUBE DE RECIRCULATION.....	74
TABLEAU 3.8	CONDITIONS D'OPÉRATION ET DÉCOMPOSITION DES CYANURES AVEC LE LIXIVIAT DE BRASQUES USÉES POUR LES TROIS ÉTAPES DES ESSAIS CONTINUS.....	77
TABLEAU 3.9	PUISSANCES MOYENNES DES ENTRÉES ET SORTIES D'ÉNERGIE DU SYSTÈME ET RENDEMENT AU CHALUMEAU POUR LES RÉACTEURS II ET III À DIFFÉRENTES PRESSIONS.....	83
TABLEAU 3.10	BILANS DE MASSE POUR LES ESSAIS DISCONTINUS SANS AJOUT D'EAU D'APPOINT À PRESSION ATMOSPHERIQUE AVEC LE LIXIVIAT.....	86
TABLEAU 3.11	BILANS DE MASSE POUR LES ESSAIS DISCONTINUS AVEC AJOUT D'EAU D'APPOINT À PRESSION ATMOSPHERIQUE AVEC LE LIXIVIAT.....	88
TABLEAU 4.1	CONDITIONS D'OPÉRATION ET DÉCOMPOSITION DES CYANURES AVEC LE LIXIVIAT DE BRASQUES USÉES POUR LES ESSAIS DISCONTINUS AVEC AJOUT D'EAU D'APPOINT.....	99
TABLEAU 4.2	CONCENTRATIONS MOLAIRES CALCULÉES DE NO ET NO <sub>2</sub> À L'ÉQUILIBRE POUR UN MÉLANGE INITIAL 78% N <sub>2</sub> ET 21% O <sub>2</sub> .....	102

## 1. INTRODUCTION

### 1.1 Introduction

Ce projet vise à évaluer la possibilité de détruire les ferrocyanures et cyanures libres, ci-après nommés cyanures, provenant d'un lixiviat de brasques usées par contact direct avec un plasma thermique. C'est une approche originale qui permet à la fois de chauffer le lixiviat et de décomposer les cyanures par la contribution du plasma. Ce projet est aussi nouveau par l'utilisation du chalumeau en mode submergé, ce qui crée un contact direct entre le plasma et la solution traitée. Le lixiviat considéré dans l'étude provient du procédé LCL&L (Lixiviation à bas caustique et chaulage) développé par la compagnie Alcan International Ltée.

Le premier chapitre du mémoire revoit la littérature pertinente et établit les objectifs du projet. La recherche bibliographique permet de bien situer le projet et d'en établir le cadre. Tout d'abord, il est question des voies actuelles de détoxification des cyanures d'effluents liquides. Une attention particulière est portée à l'hydrolyse thermique puisqu'elle est la technologie choisie pour le procédé LCL&L au moment présent. La problématique reliée à la brasque usée et les procédés de traitement des brasques sont revus dans la deuxième section. La technologie des plasmas thermiques et l'intérêt qu'elle présente quant à la décomposition des cyanures sont donnés ensuite. La revue de littérature complétée, il devient alors approprié de présenter les objectifs spécifiques poursuivis par l'étude dans la dernière section du chapitre.

### 1.2 Voies de détoxification des cyanures d'effluents liquides

#### 1.2.1 Introduction

Des effluents liquides comprenant des cyanures sont produits à l'échelle industrielle par de nombreux procédés. La capacité des cyanures à former des complexes stables avec nombre de métaux les font rencontrés dans les industries minières et métallurgiques. Ils se retrouvent aussi dans différents secteurs de l'industrie pétrolière et chimique (fertilisants, teintures, pharmacie...) Étant donné que les cyanures sont présents dans plusieurs activités industrielles, il existe une vaste gamme de procédés en permettant le traitement.

La haute toxicité des cyanures libres ou facilement dissociables est bien connue. Quelques heures d'exposition au cyanure d'hydrogène dans l'air à une concentration de 20 ppm suffisent à faire apparaître les premiers symptômes. À une concentration de 300 ppm, cette substance peut être rapidement mortelle si inhalée [KIRK et coll., 1993]. La norme québécoise stipule que les résidus liquides doivent être classifiés comme déchet dangereux de par leur toxicité lorsque la concentration en cyanures oxydables par chloration est égale ou supérieure à 1.0 mg/L [Éditeur officiel du Québec, 1996]. Toutes les espèces de cyanures ne sont cependant pas aussi toxiques. À ce titre, les espèces facilement dissociables sont généralement considérées être plus nocives que les espèces complexes.

Les ferrocyanures rencontrés dans les brasques usées forment une espèce complexe. Une étude sur les sols donne la cinétique de réaction de décomposition de complexes de cyanures de fer  $[\text{Fe}(\text{CN})_6]^{3-}$  et  $[\text{Fe}(\text{CN})_6]^{4-}$  [MEEUSSEN et coll., 1992]. Il y est rapporté que leur taux de décomposition dans le noir est effectivement lent. Cependant, il est si rapide lorsqu'ils sont exposés à la lumière du jour que les ferrocyanures deviennent alors tout aussi toxiques que les cyanures libres selon les auteurs. La toxicité des effluents liquides comportant des cyanures de fer devrait donc requérir la mise en place de moyens efficaces pour en permettre le traitement.

Dans les sections qui suivent, un aperçu de techniques actuelles utilisées pour la détoxification des cyanures d'effluents liquides est donné. Les techniques présentées proviennent de différents secteurs de l'industrie. Il est important de noter qu'elles visent la détoxification d'un effluent, c'est-à-dire que les cyanures sont détruits ou retirés alors que le reste de l'effluent traité demeure utilisable. Par cyanures on entend tout composé organique ou inorganique comportant un lien -CN. Les procédés revus sont décrits de façon générale en s'attardant davantage sur la destruction des cyanures libres et des ferrocyanures tels que rencontrés dans le lixiviat de brasques usées.

### 1.2.2 Hydrolyse thermique

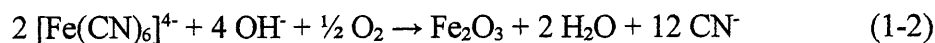
L'hydrolyse thermique consiste à détruire les cyanures en milieux aqueux sous des conditions de pression et de température élevées. Pour les cyanures libres, sur la plage allant de

100°C à 250°C, la décomposition suit une cinétique de premier ordre par rapport à la concentration en cyanures. La réaction d'hydrolyse des cyanures est connue de longue date et se déroule selon l'équation (1-1) [HEISE et coll., 1920].



Les réactions suivantes sont proposées pour les ferrocyanures:

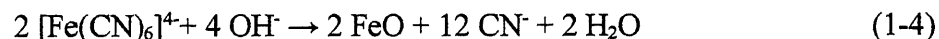
1) en présence d'oxygène [KIMMERLE et coll., 1989]:



où les oxydes de fer sont:  $\gamma\text{-Fe}_2\text{O}_3$  (maghémite, phase majeure)  
et  $\alpha\text{-Fe}_2\text{O}_3$  (hématite, phase mineure)



2) en absence d'oxygène, les ferrocyanures se décomplexent initialement de la façon suivante [KIMMERLE et coll., 1994]:



Il est montré dans plusieurs conditions différentes que la destruction des cyanures par hydrolyse thermique suit une cinétique de premier ordre selon la concentration en cyanures. Ce phénomène a été étudié pour les cyanures libres sur un domaine de température allant de 60°C à 180°C [KIMMERLE et coll., 1989][MISHRA et coll., 1987][TAN et coll., 1987], sur une solution comprenant des cyanures libres et des cyanures organiques entre 130°C et 270°C [MIDLER et coll., 1992], sur des ferrocyanures et sur le lixiviat de brasques usées entre 165°C et 225°C [KIMMERLE et coll., 1989][ROBUCK et coll., 1989] et sur les brasques usées elles-mêmes à 200°C [KIMMERLE et coll., 1989]. Le tableau 1.1 donne des constantes cinétiques trouvées lors de ces études.

TABLEAU 1.1 CONSTANCE CINÉTIQUE MESURÉE SELON LA CONCENTRATION EN CYANURES POUR DIFFÉRENTES SOLUTIONS

Type de cyanures	Source	T (°C)	10 <sup>3</sup> x k (s <sup>-1</sup> )	Remarques
libres	[TAN et coll., 1987]	100	0.025	[CN <sup>-</sup> ] <sub>0</sub> = .0192 mol/L
		150	0.90	Essais où T<100°C faits en présence d'O <sub>2</sub> dissous et d'acier inoxydable. Aucun effet significatif de ces deux paramètres.
		170	3.05	
	[KIMMERLE et coll., 1989]	150	0.99	Solution à 5% NaOH.
		170	5.1	
libres + organiques	[MIDLER et coll., 1992]	165	1.7	La solution traitée est une liqueur (rejet industriel).
Fe(CN) <sub>6</sub> <sup>4-</sup>	[ROBUCK et coll., 1989]	165	0.7	
		150	0.25	Solution à 5% NaOH.
	[KIMMERLE et coll., 1989]	170	4.1	
lixiviat de brasques usées	[ROBUCK et coll., 1989]	150	0.73	pH=12.7 (à 165°C, le pH n'a pas d'influence sur la constante cinétique trouvée sur 10<pH<12.7). Lixiviat de nature différente à celui de l'étude de Kimmerle et coll.
		165	1.2	
		180	6.3	
	[KIMMERLE et coll., 1989]	200	5.5	Solution à 5% NaOH. Lixiviat de nature différente à celui de l'étude de Robuck et coll.
brasques usées	[KIMMERLE et coll., 1989]	200	0.13	Solution à 5% NaOH.

L'effet du pH sur le taux de destruction des cyanures est évalué à quelques reprises. Avec des cyanures libres et à une température de 121°C, le pH n'affecte que peu ou pas le taux de destruction sur le domaine 9.7<pH<13.4 [TAN et coll., 1987]. La même conclusion s'applique à 150°C pour 11.2<pH<13.6 [MISHRA et coll., 1987]. Sur le lixiviat de brasques usées, pour un 10<pH<12.7 à 165°C, l'effet apparaît très faible ou inexistant [ROBUCK et coll., 1989]. À l'opposé des résultats précédents, une étude portant sur le traitement de lixiviat de brasques usées à une température de 170°C démontre que le taux de destruction des cyanures est sensible à l'effet du pH pour une concentration de NaOH variant entre 0% et 10%. En effet, dans ces conditions, le taux de destruction maximal se situe aux environs de 5% NaOH [KIMMERLE et coll., 1989]. La même étude souligne que le pH affecte de moins en moins la destruction des cyanures lorsque la température s'élève. Au-delà de 200°C, l'impact de la concentration en NaOH apparaît négligeable.

Outre l'effet du pH, l'effet de la présence de métaux ou de l'addition d'oxygène pour accélérer la destruction des cyanures fait aussi l'objet de recherches. L'acier inoxydable [TAN et coll., 1987], l'oxyde ferrique (Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) et l'oxyde de nickel (NiO) [MISHRA et coll., 1987] n'ont

pas eu d'effet catalytique sur le taux de décomposition d'une solution de cyanures libres dans les conditions étudiées. De plus, ces auteurs ont obtenu une constante cinétique semblable qu'il y ait ou non présence d'oxygène dissous dans la solution entre 100°C et 180°C. Il a donc été observé que la destruction de NaCN se produit principalement par hydrolyse et que la présence de Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, de NiO ou d'O<sub>2</sub> ne l'accélère pas.

### 1.2.3 Oxydation chimique

La destruction de cyanures dans les effluents par oxydation chimique est probablement la technique la plus répandue. Il est possible d'oxyder les cyanures avec de nombreux réactifs tels que le chlore, l'hypochlorite, l'ozone, le peroxyde d'hydrogène, le formaldéhyde, le permanganate, le dichromate, la chloramine-T, l'oxygène et un mélange SO<sub>2</sub>/air [PADIYAR et coll., 1995]. L'oxydation peut être utilisée seule ou encore en combinaison avec d'autres méthodes (rayonnement ultraviolet, catalyseur) pour en améliorer le rendement. La chlorination, l'oxydation par ozone et par peroxyde d'hydrogène sont présentées dans cette section.

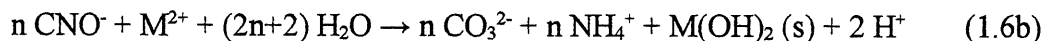
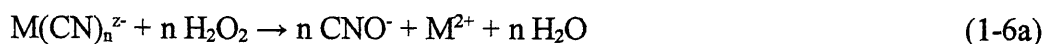
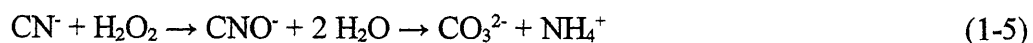
L'oxydation chimique par le chlore ou l'hypochlorite est rencontrée couramment pour le traitement d'effluents industriels. Plusieurs applications sont revues dans la littérature [PADIYAR et coll., 1995]. Cette méthode a entre autres été mise en place avec succès pour le traitement de boues de plaquage comportant des cyanures de Cd, Zn et Cu dont la concentration en cyanures totaux après traitement doit être inférieure à 500 ppm [WEDL et coll., 1991]. Par la chlorination, les cyanures sont d'abord oxydés en cyanates, puis les cyanates sont oxydés à leur tour. Malgré sa popularité, la chlorination n'est que peu efficace à décomposer les cyanures de fer, de cobalt et de nickel [BHAKTA et coll., 1992].

Une solution alternative à la chlorination est l'ozonation. Le taux d'oxydation en solution alcaline par l'ozone dans un réacteur à bulles est très élevé pour une solution de cyanures libres, alors qu'il est très faible pour une solution de ferrocyanures [GUROL et coll., 1985]. Sachant que les complexes de cyanures de fer sont instables à la lumière du jour, l'étude de leur oxydation par ozone en présence de rayonnement ultraviolet est aussi réalisée. Ainsi une solution comportant 7 mg CN/L est traitée à une température de 66°C avec 5% d'O<sub>3</sub> et avec une

intensité de 16 W d'une lampe UV. Les résultats montrent que la concentration en cyanures se trouve réduite à moins de 1 mg CN<sup>-</sup>/L en 10 minutes [GARRISON et coll.]. La quantité d'ozone requise dépend de la composition de la solution à traiter. La quantité typique d'O<sub>3</sub> ajouté pour la destruction des cyanures libres est de 1.85 g O<sub>3</sub> / g CN<sup>-</sup>, alors qu'en présence de thiocyanates, la proportion devient 3.3 g O<sub>3</sub> / g CN<sup>-</sup> [CHEREMISINOFF, 1990].

La conversion de cyanures complexes et libres par l'addition de TiO<sub>2</sub> et de rayonnement UV constitue une autre voie d'oxydation des cyanures [CHEREMISINOFF, 1990]. Des résultats encourageants sont rapportés avec une solution synthétique. Avec des cyanures de fer, la longueur d'onde optimale trouvée se situe sur la plage 240-310 nm. Appliqué à des effluents industriels, les résultats sont moins bons. Après une heure de traitement, un résidu d'un procédé photographique n'a présenté aucune réduction de son contenu en cyanures par cette méthode.

Le peroxyde d'hydrogène est un agent oxydant efficace qui offre l'avantage de ne pas former de produits chlorés, mais qui présente l'inconvénient de se décomposer en milieu alcalin selon une réaction du premier ordre par rapport au peroxyde non-dissocié. Cette décomposition est accélérée par la présence de traces de métaux lourds (Fe, Cu), par une augmentation de température et par l'augmentation de l'alcalinité de la solution [SPALEK et coll., 1982]. Au niveau des applications, la destruction complète de cyanures (principalement NaCN) de solutions de rinçage (Zn, Cd) par l'addition de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> et de HCHO est possible [LAWS et coll., 1973]. Les réactions de décomposition pour les cyanures libres et complexes dans ce cas sont les suivantes [BONAN et coll., 1994]:



Le fer est une exception à la réaction (1-6a) étant donné la stabilité de ces cyanures [BONAN et coll., 1994].



#### 1.2.4 Autres

D'autres procédés de destruction des cyanures sont répertoriées dans des revues de littérature [PADIYAR et coll., 1995][CHEREMISINOFF, 1990]. Les méthodes peuvent se diviser en deux groupes distincts: les méthodes physico-chimiques et les méthodes biologiques. Les méthodes biologiques visent le traitement d'effluents de nature organique et dilués en cyanures. Les procédés par boues activées et le biofiltre en sont deux exemples. Comme le lixiviat de brasques usées est de nature inorganique, il ne sera pas question davantage de procédés biologiques. Les méthodes physico-chimiques s'adressent plus particulièrement à des composés inorganiques et à des effluents concentrés en cyanures. Le tableau 1.2 présente les différentes méthodes de traitement.

TABLEAU 1.2 PROCÉDÉS DE DÉTOXICATION DES CYANURES [PADIYAR et coll.,1995]

Type de procédé	
1.	PROCÉDÉS PHYSICO-CHIMIQUES
	Oxydation chimique
	Précipitation
	Coagulation et floculation
	Flotation
	Adsorption
	Osmose inverse et ultrafiltration
	Électrolyse
	Électrodialyse
	Rectification ( <i>Stripping</i> )
	Solidification/fixation
2.	PROCÉDÉS BIOLOGIQUES
	Procédés de croissance en suspension
	Boues activées
	Procédé PACT ( <i>Powdered Activated Carbon Treatment</i> )
	Procédés à film fixe
	Filtre ruisselant
	Contacteur biologique rotatif

#### 1.3 Cellules de brasques usées

Les brasques usées sont un résidu de l'opération de réduction de l'alumine. La transformation de l'alumine en aluminium se fait à l'intérieur de cellules d'électrolyse. Celles-ci

sont constituées de cuves d'acier recouvertes d'une couche de blocs réfractaires, puis d'une couche de blocs de carbone. Lors de leur opération, les cellules d'électrolyse contiennent un bain de sels en fusion auquel est ajouté l'alumine. Cette solution électrolytique est en partie absorbée par les couches de réfractaire et de carbone jusqu'à saturation après environ 80 semaines (1.5 an) d'opération. Les brasques usées sont produites à raison d'environ 25-35 kg par tonne d'aluminium [PARKINSON, 1994]. À la fin de leur vie utile, les couches de carbone et de réfractaires seront retirées. Elles constituent les brasques usées, le réfractaire étant parfois appelée «matériel de deuxième coupe» (*second cut material*) et le carbone «matériel de première coupe» (*first cut material*).

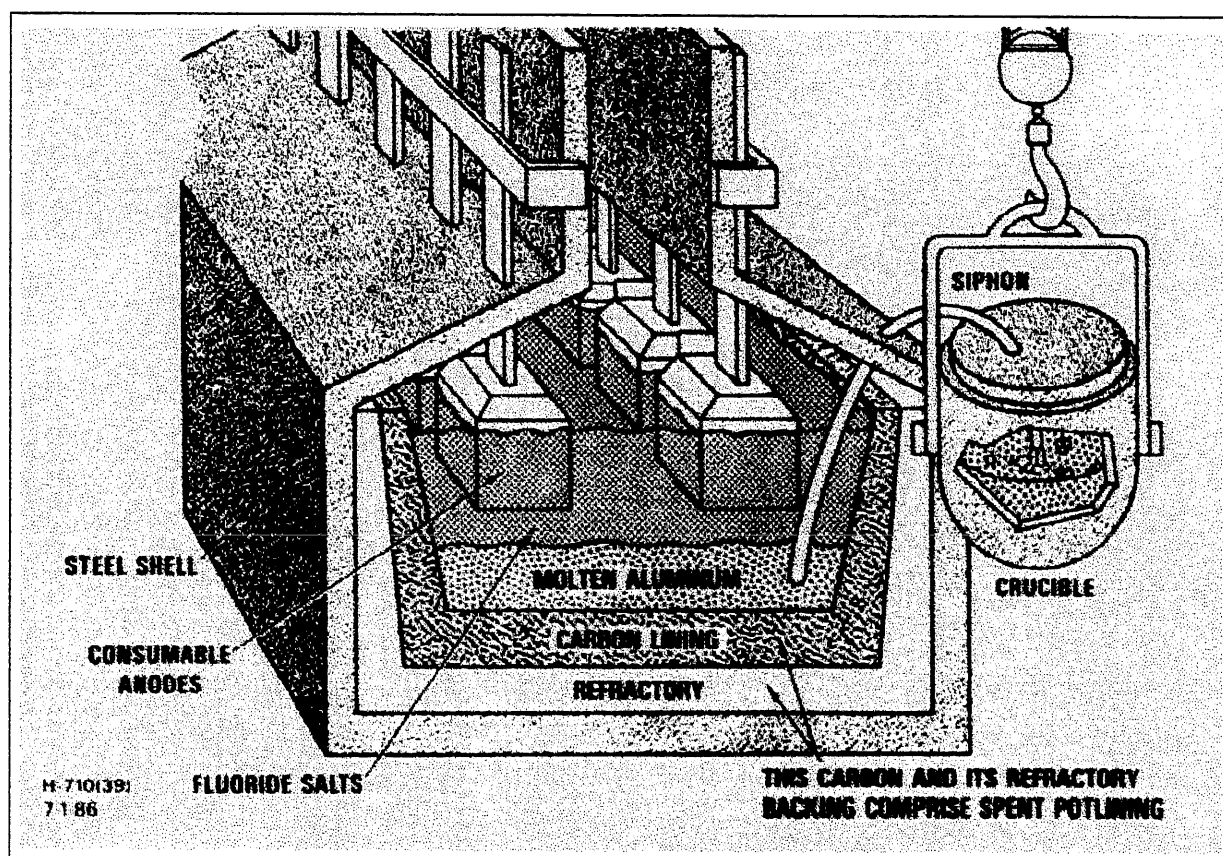


Figure 1.1 Coupe d'une cellule d'électrolyse montrant la couche de carbone et la couche de réfractaires formant les brasques usées [Source: RICKMAN, W.S., YOUNG, J.E. (février 1987) *Recent Developments concerning Circulating Bed Combustion of Spent Potlining*, Light Metals 1987, Denver, Colorado.]

Les brasques usées ont une composition très variable tel que montré dans le tableau 1.3. À noter la teneur en fluorures et en cyanures des brasques qui les font considérer comme déchets

dangereux avec les gaz réactifs ( $H_2$ ,  $CH_4$ ,  $NH_3$ ) qui peuvent être libérés à l'atmosphère ou lixiviés dans les eaux souterraines. Devant la menace environnementale que représentent les brasques usées, plusieurs producteurs d'aluminium, dont les compagnies Alcan, Reynolds, Comalco et Péchiney ont développés des techniques qui en permettent le traitement. Les procédés de ces producteurs spécifiques sont vus succinctement dans le texte qui suit afin de les situer et de voir quels moyens sont utilisés pour détruire les cyanures des brasques usées. Une revue exhaustive des différentes voies de traitement est déjà disponible dans la littérature [KIMMERLE et coll., 1994], ce n'est donc pas l'objectif fixé ici.

TABLEAU 1.3 COMPOSITION TYPIQUE DES BRASQUES USÉES D'APRÈS LA LITTÉRATURE

	[KIMMERLE et coll., 1994]			[BROOKS et coll., 1992]		[BONTRON et coll., 1993]	[GRIESHA- BER et coll., 1986]	
Constituants (% poids)	brasques usées	1 <sup>re</sup> coupe	2 <sup>e</sup> coupe	brasques usées		revue de littérature	brasques usées	1 <sup>re</sup> coupe
				source 1	source 2			
Aluminium	8.1	7.7	10.7	20.42	20.42	4.7-22.1	3-8	6
Sodium	12.3	17.6	12	19.5	19.36	7.0-20.0	12-19	8
Carbone	31.1	34.9	7.55	24.75	16.89	9.6-51.0	25-55	55
Silice	8.0	3.45	16.7	0.79	0.03	0.0-12.3	≤ 15	3.4
Fer	1.6	0.75	2.81	0.69	0.54	0.3-2.1	0-2	0.5-1
Calcium	2.4	3.23	1.72	2.26	2.00	1.1-2.9	1-2	5
Fluor	10.1	13	5.9	17.93	21.36	9.7-18.9	6-10	10
Cyanures	0.32	0.38	0.35	0.28	0.03	0.02-0.44	~ 0.1	0.03-0.2

Reynolds [BROOKS et coll., 1992][BOURCIER et coll., 1993] a mis au point une technique où les brasques usées, après avoir été préalablement broyées, puis mélangées avec de la pierre calcaire et un agent anti-agglomération (sable), sont alimentées à un four rotatif. La température du four est maintenue à un niveau suffisamment élevé pour permettre la destruction thermique des cyanures par oxydation tout en étant à un niveau suffisamment bas pour limiter au minimum la combustion de la partie carbone des brasques. Les fluorures réagissent avec la pierre calcaire pour former des fluorures de calcium. Une unité de dimension industrielle pouvant traiter 100 kt/an a été mise en fonction en 1993. Le procédé génère un résidu solide qui n'est plus considéré déchet dangereux, mais dont la masse est accrue de 300% par l'addition de calcaire et de l'agent anti-agglomération.

La compagnie Comtor a elle aussi développée un procédé de traitement des brasques usées [WELLWOOD et coll., 1992][HOPKINS et coll., 1995]. Après avoir été broyées, les brasques sont alimentées à un four où elles sont calcinées à une température supérieure à 550°C en présence d'oxygène et d'eau. La calcination permet la destruction des cyanures tout en gardant la combustion de la partie carbone à moins de 10% de sa masse alimentée. Les cendres provenant de l'étape de calcination sont ensuite mélangées à une solution d'hydroxyde de sodium et de chaux vive, ce qui permet de récupérer le fluor sous la forme de fluorures de calcium. Le procédé génère un résidu solide qui est alors considéré inerte et qui peut être enfoui.

Comme pour les procédés de Reynolds et de Comtor, le procédé de Péchiney détruit les cyanures thermiquement. Les brasques broyées sont mélangées à un additif avant d'être alimentées à un brûleur où les cyanures sont détruits par choc thermique [BONTRON et coll., 1993]. Un prototype de dimension industrielle a été exploité avec cette technologie en 1991 et 1992. Après traitement, les brasques sont considérées inertes et peuvent être enfouies (le procédé génère cependant un résidu de sulfate qui pourrait être considéré toxique dans un avenir rapproché).

Les procédés vus jusqu'à présent ont en commun de détruire les cyanures par des températures élevées et de générer un résidu solide qui est enfoui. Alcan a choisi une autre voie.

Le procédé hydrométallurgique LCL&L (Lixiviation à bas caustique et chaulage) mis au point par Alcan International Ltée permet la destruction des cyanures et la récupération des produits chimiques pratiquement sans décharge de résidus à l'environnement [KIMMERLE et coll., 1994]. Dans ce procédé, les brasques usées sont broyées puis digérées par une solution de caustique diluée afin d'extraire par lixiviation les cyanures libres et complexes en compagnie d'autres produits chimiques dont les fluorures. Le lixiviat est préchauffé par des éléments électriques après quoi il est acheminé vers un réacteur tubulaire chauffé à la vapeur vive où les cyanures libres et complexes sont détruits par hydrolyse alcaline. Les cyanures qui se retrouvent dans le lixiviat sont principalement des ferrocyanures avec des quantités plus faibles de thiocyanates et de cyanures libres [KASIREDDY et coll., 1996]. La composition typique du

lixiviat de brasques usées du procédé LCL&L est donnée dans le tableau 1.4 et le schéma de principe du procédé sur la figure 1.2.

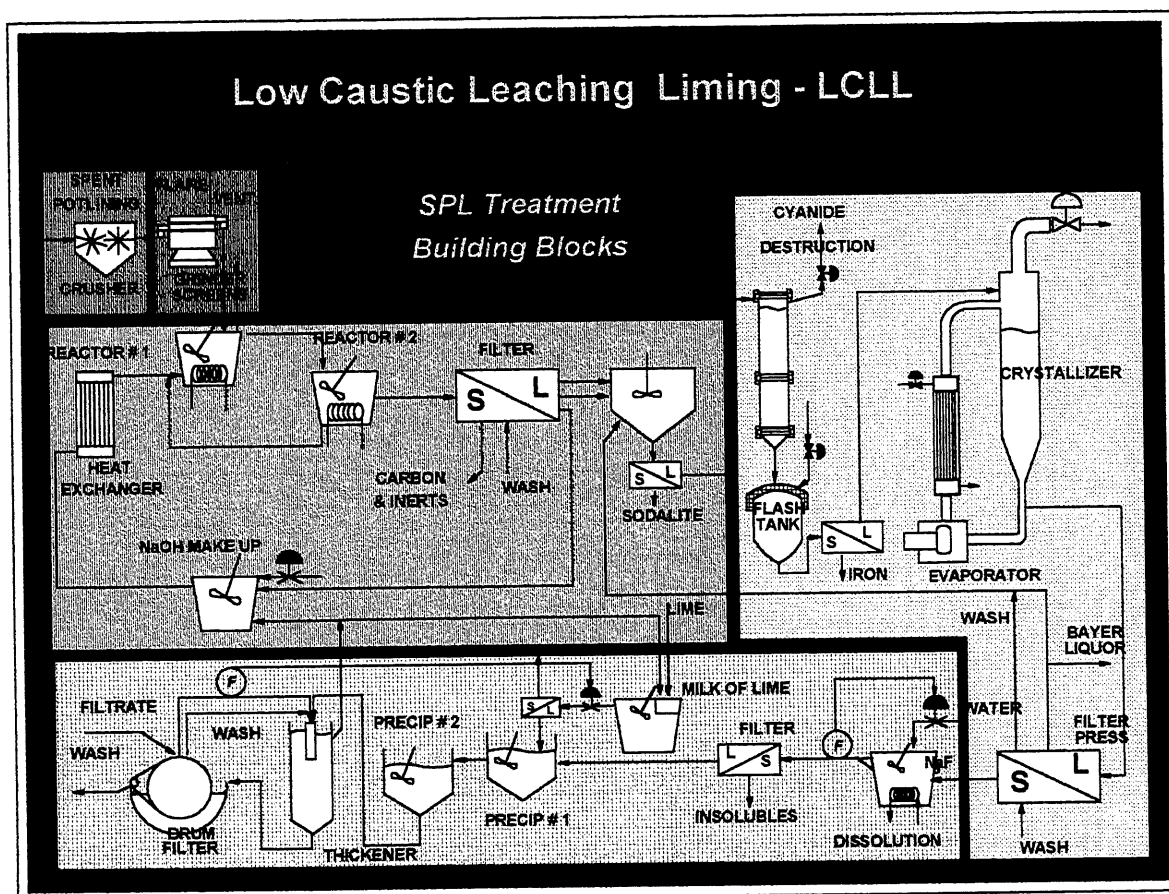


Figure 1.2 Destruction des brasques usées par le procédé LCL&L [Source: KASIREDDY, V.K., BERNIER, J.-L., SOUCY, G., FORTIN, L. (1996) *Destruction of Cyanides in Spent Potlining Leachate*, Conférence Internationale des Métallurgistes, Montréal.]

TABEAU 1.4 COMPOSITION TYPIQUE DU LIXIVIAT DE BRASQUES USÉES DU PROCÉDÉ LCL&L [KASIREDDY et coll., 1996]

Éléments	Composition (ppm)
Al	2 639
Na	29 890
F	9 744
Si	507
Li	108
Ca	2.8
Fe	61
Cyanures totaux	572

## 1.4 La technologie des plasmas thermiques

### 1.4.1 Définition du plasma

Un plasma est un mélange d'électrons, d'ions et d'espèces non chargées. Globalement, le plasma se trouve dans un état électriquement neutre, c'est-à-dire que le nombre de charges positives est égal au nombre de charges négatives. Cette propriété du plasma est connue sous le nom de quasi-neutralité. Contrairement aux gaz, le plasma est rendu conducteur par les charges libres qu'il contient. L'état plasma est souvent considéré comme le quatrième état de la matière succédant aux états solides, liquides et gazeux.

Les plasmas peuvent se diviser en deux catégories: les plasmas thermiques et les plasmas froids. Dans un plasma thermique, la température des particules légères (électrons) est égale à la température des particules lourdes (ions et neutres). Les plasmas thermiques ont une enthalpie massique élevée et sont généralement produits à pression atmosphérique ou à des pressions supérieures. À l'opposé, les plasmas froids sont générés à de faibles pressions (sous 10 kPa) et la température des électrons sera de beaucoup supérieure à celle des particules lourdes. Dans ce projet, le plasma généré est un plasma thermique.

Sous des conditions de pression élevée, la densité énergétique du plasma se trouve accrue tout comme l'intensité du rayonnement émis. Comme il a été vu, certaines des particules lourdes du plasma se trouvent ionisées ou excitées, ces particules cherchent à se stabiliser par des transitions électroniques vers des couches d'un niveau énergétique plus faible entraînant alors l'émission de raies spectrales spécifiques aux espèces contenues dans le plasma. Le plasma émet aussi un rayonnement continu étant donné le «freinage» des électrons libres avec des espèces chargées (*bremsstrahlung*) et la recombinaison d'électrons avec les espèces ionisées. Les espèces moléculaires peuvent elles aussi se trouver dans un état excité et être source de rayonnement. À noter qu'une part plus ou moins importante du rayonnement émis par le plasma sera réabsorbée par celui-ci. L'intensité de rayonnement émis par une colonne de plasma d'argon de 5 cm entre 1 bar et 10 bars est rapportée dans la littérature [SOLOUKHIN et coll., 1987]. Les résultats obtenus montrent que le rayonnement émis entre  $3.0\mu\text{m}$  ( $1 \times 10^{14}$  Hz) et  $0.27\mu\text{m}$  ( $1.1 \times 10^{15}$  Hz) croît avec la pression, tel que montré sur la figure 1.3 où  $\nu$  correspond à la

fréquence du rayonnement et  $\tau_v$  au rayonnement émis tel que déterminé expérimentalement (points) et tel que modélisé (lignes continues).

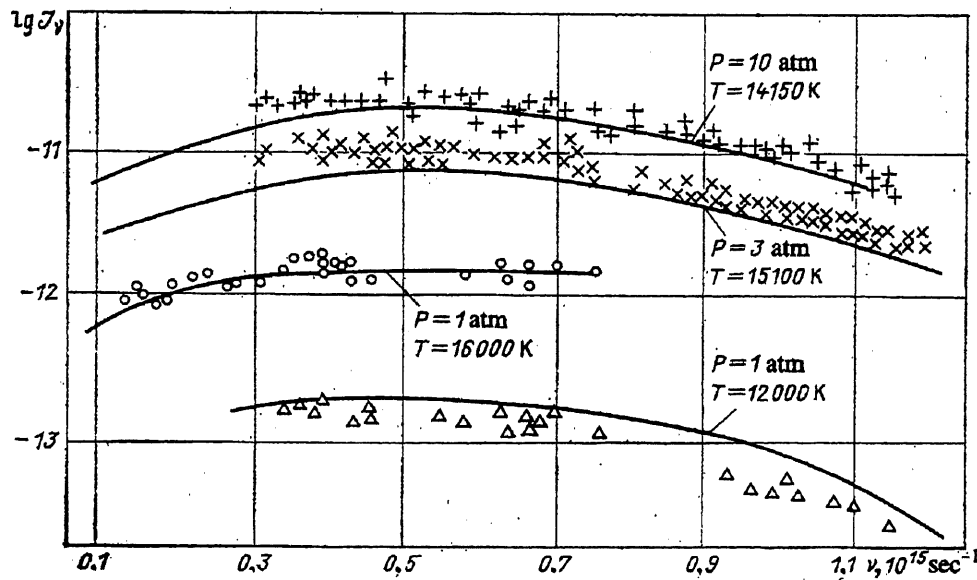


Figure 1.3 Rayonnement émis par un plasma d'argon à différentes conditions de température et de pression [Source: SOLOUKHIN, R.I., GOULARD R. (1987) *Radiative Heat Transfer in High-Temperature Gases*, New York, Hemisphere Publishing Corporation, 309 p.]

#### 1.4.2 Mode de génération à courant continu

Les plasmas thermiques peuvent être générés par le passage d'un courant électrique à travers un gaz. Dans un chalumeau à courant continu, le gaz plasmagène est soufflé entre une anode et une cathode intégrées au chalumeau. Au passage entre les deux électrodes, le gaz devient partiellement ionisé et il est alors un jet de plasma. Dans ce cas, l'arc est attaché à la cathode et à l'anode. Afin d'éviter l'usure prématurée de ces électrodes, le pied de l'arc est déplacé par différents dispositifs propres à chaque chalumeau. Ainsi, il est possible de faire tourner le point d'attache de l'arc par effet vortex ou encore par un champ électromagnétique. La température élevée du plasma thermique demande le refroidissement de toutes les parties du chalumeau. Le choix du chalumeau à courant continu est basé sur sa disponibilité commerciale pour des puissances élevées telles que celles requises par le procédé LCL&L. Les chalumeaux à plasma à courant continu peuvent fonctionner avec différents types de gaz dont l'air, l'azote et l'argon.

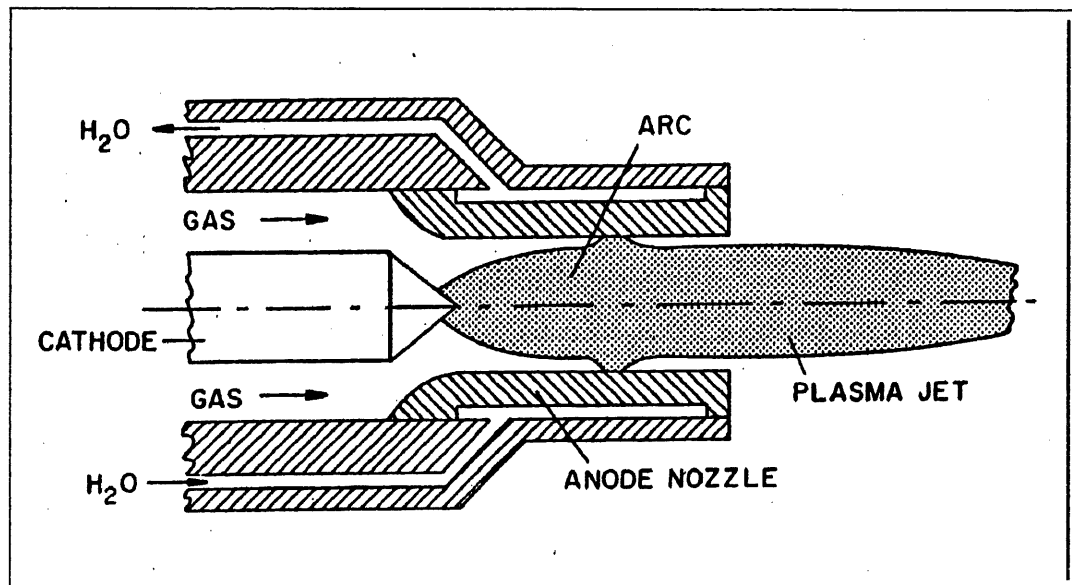


Figure 1.4 Chalumeau à plasma DC typique [Source: BOULOS, M.I. (1996) *Notes de cours: Technologie des plasmas thermiques GCH-760*, Université de Sherbrooke.]

#### 1.4.3 Intérêts à traiter le lixiviat par plasma

Dans la technologie actuelle du procédé LCL&L, le lixiviat est préchauffé par des éléments électriques avant d'entrer dans un réacteur tubulaire chauffé à la vapeur vive. Malheureusement, la formation de tartre sur les éléments a pour résultat une réduction de l'efficacité de transfert de chaleur combinée à un entretien accru du système de préchauffe. Le réacteur chauffe la solution avec de la vapeur, mais cette solution présente l'inconvénient de diluer le lixiviat et donc d'augmenter la dimension de certains équipements dont le réacteur de destruction des cyanures et les évaporateurs. Les brûleurs de combustibles fossiles ne représentent pas non plus une solution acceptable pour ce procédé, car ils mènent à la formation de carbonates. Le plasma requiert l'utilisation de gaz sec qui entraîne une partie de la vapeur d'eau à la sortie, ce qui constitue une perte d'énergie à considérer dans le développement du procédé. Malgré cela, le chauffage direct du lixiviat par un plasma semble constituer une voie prometteuse puisque le jet de plasma ne présente pas d'interface où peut se former une déposition, il n'apporte pas de dilution supplémentaire de la solution et la formation de carbonates qu'il entraîne est négligeable.



Les plasmas thermiques ont une température élevée, ils sont une source de rayonnement intense et ils sont composés d'espèces actives. Ces trois caractéristiques rendent attrayante cette technologie pour le traitement du lixiviat de brasques usées. En effet, la haute densité énergétique du plasma donne au gaz plasmagène une enthalpie spécifique élevée qui se manifeste entre autres par de très forts gradients de températures près du chalumeau. L'utilisation d'un chalumeau submergé, où la solution est en contact direct avec le jet de plasma, entraîne la chauffe rapide et avec un rendement énergétique plus important de la solution exposée à l'interface du plasma, ce qui peut jouer un rôle dans la destruction des cyanures. Dans un deuxième temps, le rayonnement ultraviolet issu du jet de plasma peut améliorer le taux de destruction par effet photochimique. Bien que le rayonnement ne soit pas directement contrôlé, il est connu que la pression à laquelle se trouve le jet de plasma a un effet sur la quantité de rayonnement émis. Finalement les espèces actives qui se trouvent dans le plasma peuvent elles aussi avoir un impact sur le taux de destruction des cyanures. De par leur nature, les plasmas thermiques offrent donc un intérêt certain à la destruction des cyanures.

### **1.5 Objectifs et méthodologie de la recherche**

L'objectif principal de cette recherche est d'évaluer la possibilité de traiter le lixiviat de brasques usées produit par le procédé LCL&L par contact direct avec un jet de plasma thermique. Le fait de se servir d'un chalumeau en mode submergé pour le traitement d'une solution liquide est une approche originale, aucune autre application semblable n'ayant été répertoriée dans la littérature à ce jour. Des plasmas submergés sont bien utilisés pour des opérations de soudure sous-marine, mais dans ce cas le but est différent car ce n'est pas le traitement de la solution qui est visé. Les essais effectués dans le cadre de ce travail expérimental sont faits dans un premier temps sur un banc d'essai et cherchent à déterminer le taux de décomposition des cyanures contenus dans le lixiviat sous des conditions de plasma thermique. Ces essais visent aussi la mise à l'échelle d'un réacteur pilote. Les travaux à l'échelle banc d'essai sont décrits dans les chapitres 2 et 3, alors que ceux de l'unité pilote se retrouvent dans le chapitre 4.

Les expériences faites sur le banc d'essai permettent d'évaluer l'effet de différents paramètres sur la destruction des cyanures. Ainsi les effets de la pression et de la température, de la concentration de NaOH, de la puissance du chalumeau, du point d'addition d'eau, de

l'addition d'air secondaire ou d' $\text{H}_2\text{O}_2$ , du volume de lixiviat traité, du tube de recirculation, de la nature du lixiviat, du débit de gaz plasmagène et du réacteur utilisé sont analysés en mode discontinus. Le comportement du système en mode continu est aussi étudié pour des conditions de pressions et de températures différentes. Pour tous les essais, des bilans massiques sur le système global et thermiques sur le chalumeau sont effectués. Il est à noter que la nature expérimentale du chalumeau utilisé sur le banc d'essai a pour seul objectif de permettre l'atteinte de conditions d'opération stables afin d'étudier la décomposition des cyanures dans le lixiviat. Par conséquent, les rendements énergétiques obtenus avec ce chalumeau sont fort différents de ceux attendus avec des chalumeaux de nature industrielle. L'ensemble des essais faits dans cette partie du projet doit permettre l'identification des paramètres importants pour la destruction des cyanures par un plasma submergé et doit donner les résultats nécessaires pour être en mesure de poursuivre les travaux à l'échelle pilote.

Les travaux à l'échelle pilote ont pour objectif de concevoir et de fabriquer un réacteur qui permettra de faire le design à l'échelle industrielle du procédé. Le chalumeau plasma utilisé sur ce réacteur fonctionne avec l'air comme gaz plasmagène et sur la gamme de puissance 60-100 kW. Les essais d'échelle pilote ne seront pas faits dans ce travail, il s'agit plutôt de concevoir et de tester le réacteur avec du lixiviat sur une courte période pour s'assurer du bon fonctionnement de l'ensemble du montage.

## 1.6 Conclusion

Lors de la réduction de l'alumine, des cyanures libres et complexes sont formés et s'accumulent à l'intérieur des couches de réfractaire et de carbone des cellules d'électrolyse. Le procédé LCL&L développé par Alcan est un procédé sans décharge de résidus qui traite les brasques usées en détruisant les composés toxiques qui s'y retrouvent, dont les cyanures. Les cyanures sont extraits dans une étape de digestion par une solution faiblement caustique. Dans le procédé actuel, le lixiviat ainsi obtenu est chauffé et les cyanures qu'il contient détruits par hydrolyse thermique dans un réacteur tubulaire.

Plusieurs autres méthodes de destruction des cyanures sont utilisées dans différents secteurs de l'industrie. La détoxification d'effluents par chloration est probablement la méthode d'oxydation chimique la plus populaire, mais elle peut aussi se faire par addition d'ozone, de peroxyde ou d'autres agents oxydants. Certaines études ont montré que le rayonnement ultraviolet avec ou sans addition de  $\text{TiO}_2$  a un impact positif sur le taux de destruction des complexes de cyanures.

Le système de préchauffage électrique actuel du lixiviat dans le procédé LCL&L fait face à un problème d'entartrement. L'utilisation de brûleurs à carburants fossiles ne constitue pas une solution de remplacement acceptable et l'injection de vapeur présente des inconvénients non négligeables. Quant au chauffage direct de la solution par plasma thermique, il s'avère une voie exploratoire d'intérêt face à la destruction des cyanures. Le plasma ne dilue pas la solution, il ne présente pas de risque d'entartrement et il ne forme pas de carbonates. Il permet de chauffer la solution avec une énergie de haute qualité et il constitue une source intense de rayonnement.

L'objectif principal de cette recherche est d'évaluer la possibilité de traiter le lixiviat de brasques usées produit par le procédé LCL&L par contact direct avec un jet de plasma thermique. Le traitement d'une solution par un plasma submergé constitue l'originalité du projet. Les effets de différents paramètres sur la destruction des cyanures sont étudiés en mode discontinus et continus. L'ensemble des essais donne les résultats nécessaires à la poursuite des travaux à l'échelle pilote.

## 2. BANC D'ESSAI: MONTAGES EXPÉRIMENTAUX

### 2.1 Généralités

Le chapitre deux présente les différentes configurations de réacteurs et la procédure expérimentale utilisées à l'échelle banc d'essai. Plusieurs configurations ont été mises au point durant le projet suite aux connaissances acquises. Chacune des modifications effectuées vise à améliorer le taux de destruction des cyanures et les conditions d'opération.

Le réacteur plasma peut être vu comme étant composé de deux zones distinctes: la zone de destruction des cyanures par hydrolyse thermique et la zone de destruction par effet plasma. Dans la zone d'hydrolyse, l'ensemble du réacteur est maintenu à une certaine température grâce à l'apport d'énergie du plasma. Ceci permet la décomposition des cyanures par hydrolyse tel que discuté dans la section 1.2.2. Les mécanismes réactionnels sont donc les mêmes dans cette zone que dans le réacteur tubulaire du procédé LCL&L. Un des avantages du réacteur réside dans le fait que les cyanures sont aussi détruits par l'apport direct du plasma. Bien que les mécanismes de réaction dans cette zone ne soient pas clairement établis, il est probable que les hautes températures à proximité du jet plasma et le rayonnement issu de celui-ci y jouent un rôle prépondérant. Il importe donc dans la configuration des réacteurs de profiter au maximum de la contribution du plasma en exposant la solution à traiter au jet plasma par un mécanisme de recirculation approprié de celle-ci.

La recirculation de la solution peut se faire soit par l'intérieur de réacteur, soit par l'extérieur. La recirculation externe est possible par l'utilisation d'une pompe qui ramène la solution de la masse (*bulk*) à proximité du jet plasma. Un tel système doit cependant composer avec un équipement mécanique susceptible de briser dans un environnement hostile par la nature du lixiviat de brasques usées et par la température d'opération. À l'opposé, la recirculation interne de la solution peut éliminer ces problèmes par l'utilisation d'un tube à effet de cheminée (*draft tube*) situé juste au-dessus du chalumeau plasma. Ce dispositif guide le gaz plasmagène dans le tube où la fraction de gaz par rapport à la fraction de liquide se trouve plus élevée que dans la région annulaire à l'extérieur du tube. Ceci crée une différence de densité entre ces deux régions et induit une recirculation du liquide de la zone annulaire vers l'intérieur du tube. Un tel

mécanisme est fréquemment exploité dans les colonnes à bulle utilisées pour des réactions interfaciales gaz-liquide. En plus d'éviter l'utilisation d'une pompe, le tube de recirculation permet d'avoir une hydrodynamique plus stable à l'intérieur du réacteur.

Les configurations des réacteurs sont données dans les sections 2.2. et 2.3. La section 2.4 décrit les équipements reliés à la génération du plasma.

## 2.2 Réacteur cylindrique à section constante: réacteur I

Pour fixer les dimensions du réacteur I, deux versions différentes sont mises à l'épreuve. Les dimensions essayées se retrouvent dans le tableau 2.1. Ces essais sont faits avec un débit d'argon dans le chalumeau de 25 slpm et à une puissance d'environ 10 kW.

TABLEAU 2.1 DIMENSIONS ÉTUDIÉES POUR LE RÉACTEUR I

Cas	Tube de recirculation		Réacteur
	Diamètre interne (cm)	Hauteur (cm)	Diamètre interne (cm)
1	7.6	22.9	17.1
2	5.1	30.5	10.2

La figure 2.1 présente des photographies des configurations ayant fait l'objet de l'étude hydrodynamique et la figure 2.2 donne la représentation du réacteur I choisi d'après l'étude. Les résultats qualitatifs obtenus avec de l'eau montrent que les conditions d'opération les plus stables du réacteur I sont données par le cas 2 du tableau 2.1. Les dimensions choisies correspondent donc à ce cas qui permet d'avoir un écoulement plus uniforme à l'intérieur du tube de recirculation, une aspiration de la solution plus importante à travers celui-ci et un temps de contact gaz-liquide plus long. Ces essais ont aussi permis de confirmer que la solution n'est pas transportée au-dessus du réacteur par la colonne de gaz, ce qui élimine la nécessité d'installer un déflecteur. Malgré cette dernière observation, l'utilisation d'un éliminateur de gouttelettes (dévésiculeur) pourrait être appropriée afin de diminuer au minimum l'entraînement. Les essais ont aussi validé le concept du tube de recirculation pour ramener la solution de la région annulaire vers le tube. À noter qu'il y a aspiration de bulles de gaz avec la solution dans le tube de recirculation. Comme les mécanismes réactionnels de décomposition des cyanures par le

plasma ne sont pas clairement établis, le rôle que peuvent jouer ces bulles sur la destruction des cyanures n'est pas connu. Malgré cela, il est considéré, a priori du moins, que la recirculation de ce gaz n'est pas désirable puisque c'est la solution à traiter que l'on veut exposer au plasma et non pas un volume de gaz recirculé.

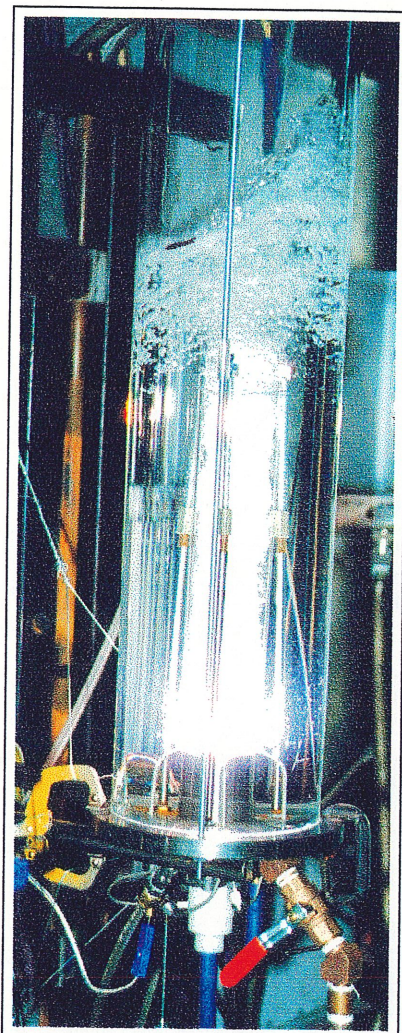
Le réacteur I est représenté sur les figures 2.2 a) et b). Il s'agit d'un tube de Pyrex® ouvert à l'atmosphère au bas duquel est placé un chalumeau plasma à courant continu (DC). Bien qu'il limite la pression maximale d'opération, le choix du Pyrex® s'explique par le désir d'observer le comportement de la solution à l'intérieur du réacteur. Au-dessus du chalumeau se trouve un tube de quartz qui permet la recirculation interne de la solution l'exposant ainsi à la haute température et au rayonnement du plasma. Le tube de recirculation vise aussi l'obtention de conditions stables d'opération du réacteur. L'alimentation d'un liquide ou d'un gaz lors de l'opération du chalumeau peut se faire 1) par 4 tubes de .318 mm (1/8 po) de diamètre externe situé immédiatement au-dessus du chalumeau et sous le tube de recirculation, 2) directement par le dessus du réacteur ou encore 3) par deux orifices situés sur l'enveloppe externe du chalumeau, tout juste à côté du jet de plasma.

## **2.3 Réacteurs cylindriques à section variable: réacteur II et réacteur III**

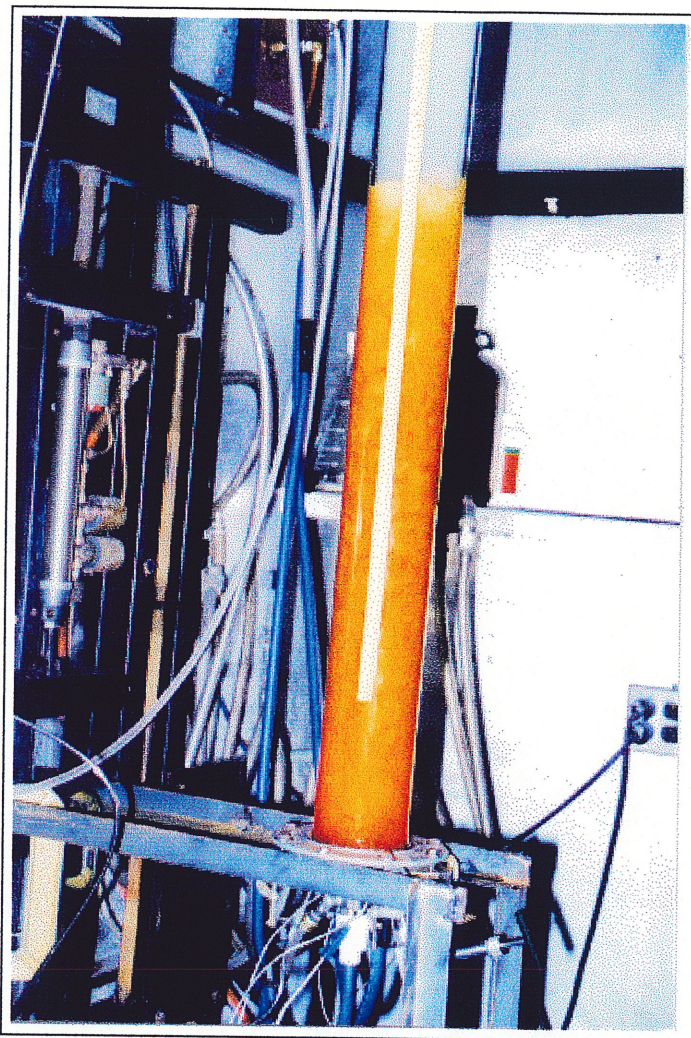
### **2.3.1 Introduction**

Les réacteurs cylindriques à section variables sont le résultat de l'évolution de la conception du réacteur plasma afin d'améliorer le désengagement des gaz de la solution. Comme il a été vu dans la section précédente, des bulles de gaz sont aspirées de la région annulaire jusqu'à l'intérieur du tube de recirculation avec le réacteur I. L'aspiration provoquée par le tube de recirculation induit une vitesse linéaire de la solution dans la région annulaire suffisamment grande pour entraîner une partie du gaz avec elle. Un moyen de diminuer la quantité des gaz recirculés consiste à réduire la vitesse linéaire de la solution dans la région annulaire par l'augmentation de sa section. Il n'est pas nécessaire d'accroître la section sur toute la longueur du réacteur, mais uniquement sur sa partie supérieure afin de laisser aux bulles l'occasion de s'échapper du liquide. Le réacteur cylindrique à section variable est conçu à cette fin.





(a)



(b)

Figure 2.1 Photographies des configurations ayant fait l'objet de l'étude hydrodynamique: (a) Cas 1, (b) Cas 2 (lors du traitement de liqueur Bayer).

D'autres modifications des réacteurs II et III par rapport au réacteur I concernent la présence d'un échangeur de chaleur en aval du réacteur et la longueur du tube de recirculation qui est maintenant de 45.7 cm au lieu de 30.5 cm. L'échangeur de chaleur permet de refroidir les gaz issus du réacteur et de récupérer le condensat produit. L'augmentation de la longueur du tube de recirculation offre un temps de contact gaz-solution plus long, ce qui assure un meilleur transfert d'énergie.



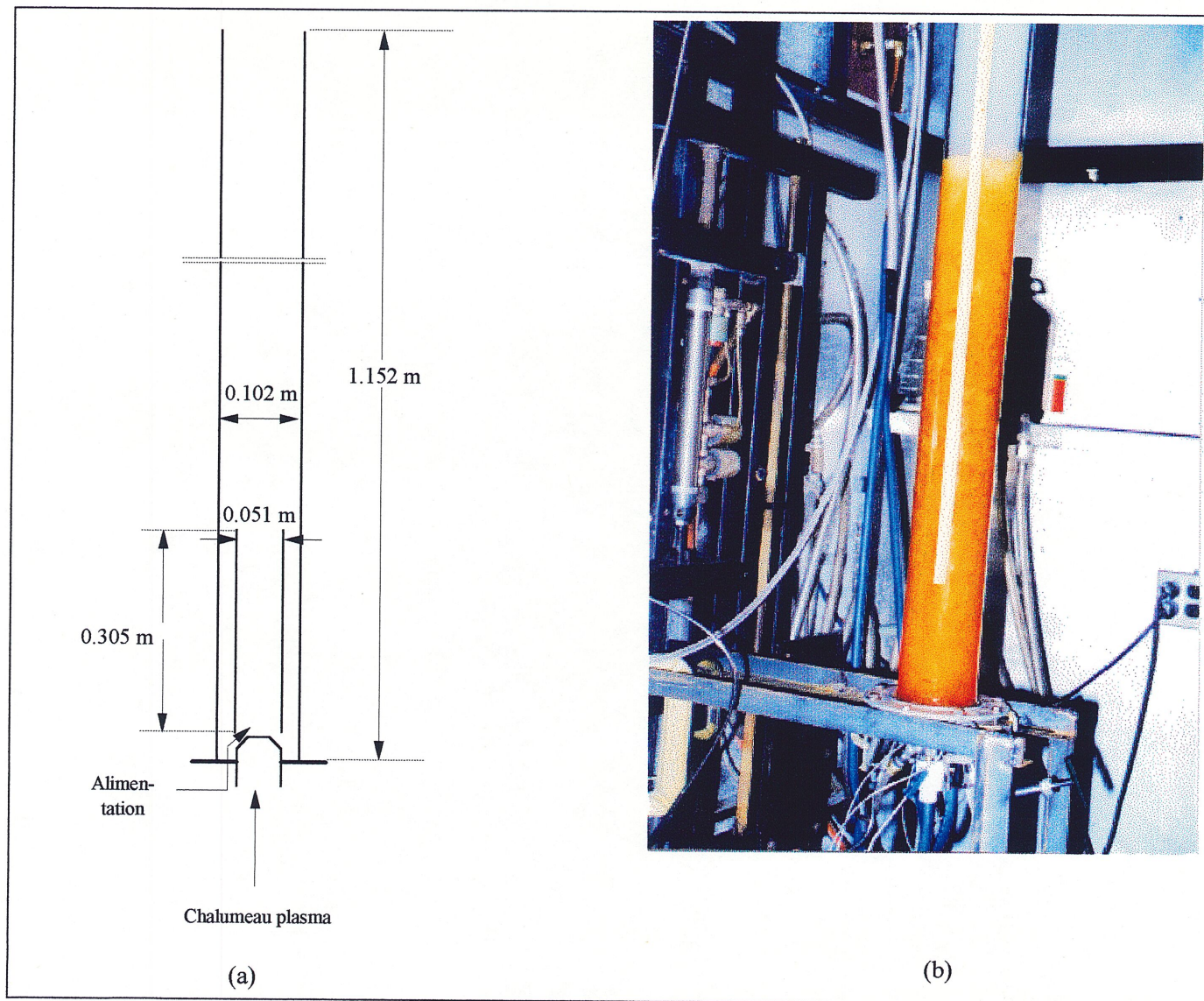


Figure 2.2 Réacteur I: (a) dimensions choisies, (b) photographie du réacteur I traitant de la liqueur Bayer



### 2.3.2 Réacteur II

Le réacteur II est composé d'une partie de Pyrex® et d'une partie d'acier inoxydable. La figure 2.3 présente le schéma et une photographie de ce nouveau réacteur avec les principales dimensions. La partie Pyrex® permet d'observer l'écoulement qui prend place dans le réacteur. La section inférieure a un diamètre interne de 10.2 cm, soit le même que celui du réacteur I. Le diamètre du tube de recirculation est aussi le même, mais la longueur en est différente (45.7 cm vs 30.5 cm). La majeure partie des essais est effectuée avec le tube de recirculation de quartz (celui d'acier inoxydable est utilisé dans les autres cas). La section supérieure de la partie de Pyrex® crée une augmentation progressive du diamètre de 10.2 cm à 22.9 cm, ce qui permet un meilleur désengagement des gaz. La partie d'acier inoxydable a un diamètre constant de 22.9 cm. Un indicateur de niveau est placé sur cette partie. À la base du réacteur, le chalumeau et les points d'injection du réacteur I sont conservés avec l'ajout d'un point d'addition dans la masse de solution (*bulk*).

### 2.3.3 Réacteur III

Le réacteur III est similaire au réacteur II à quelques différences près. D'abord, le réacteur III est fabriqué en acier inoxydable afin de pouvoir travailler sous des conditions de pression plus élevées. Deux hublots sont placés sur le réacteur pour en observer le comportement à la hauteur du sommet du chalumeau et dans la partie supérieure. L'augmentation du diamètre entre la partie inférieure et la partie supérieure du réacteur se fait par une section conique qui passe de 10.2 cm à 22.9 cm (mêmes diamètres que pour le réacteur II). En général, le tube de recirculation utilisé est un cylindre de quartz, mais pour certains essais spécifiques il est en acier inoxydable et peut être de géométrie différente.

Afin de permettre la réalisation d'essais continus avec ce montage, une pompe doseuse est mise en place pour l'alimentation de solution fraîche au réacteur. Un système de refroidissement de la solution traitée retirée du réacteur est aussi nécessaire afin de récupérer la solution sans l'évaporer.

La figure 2.4 montre un schéma et une photographie du réacteur III.



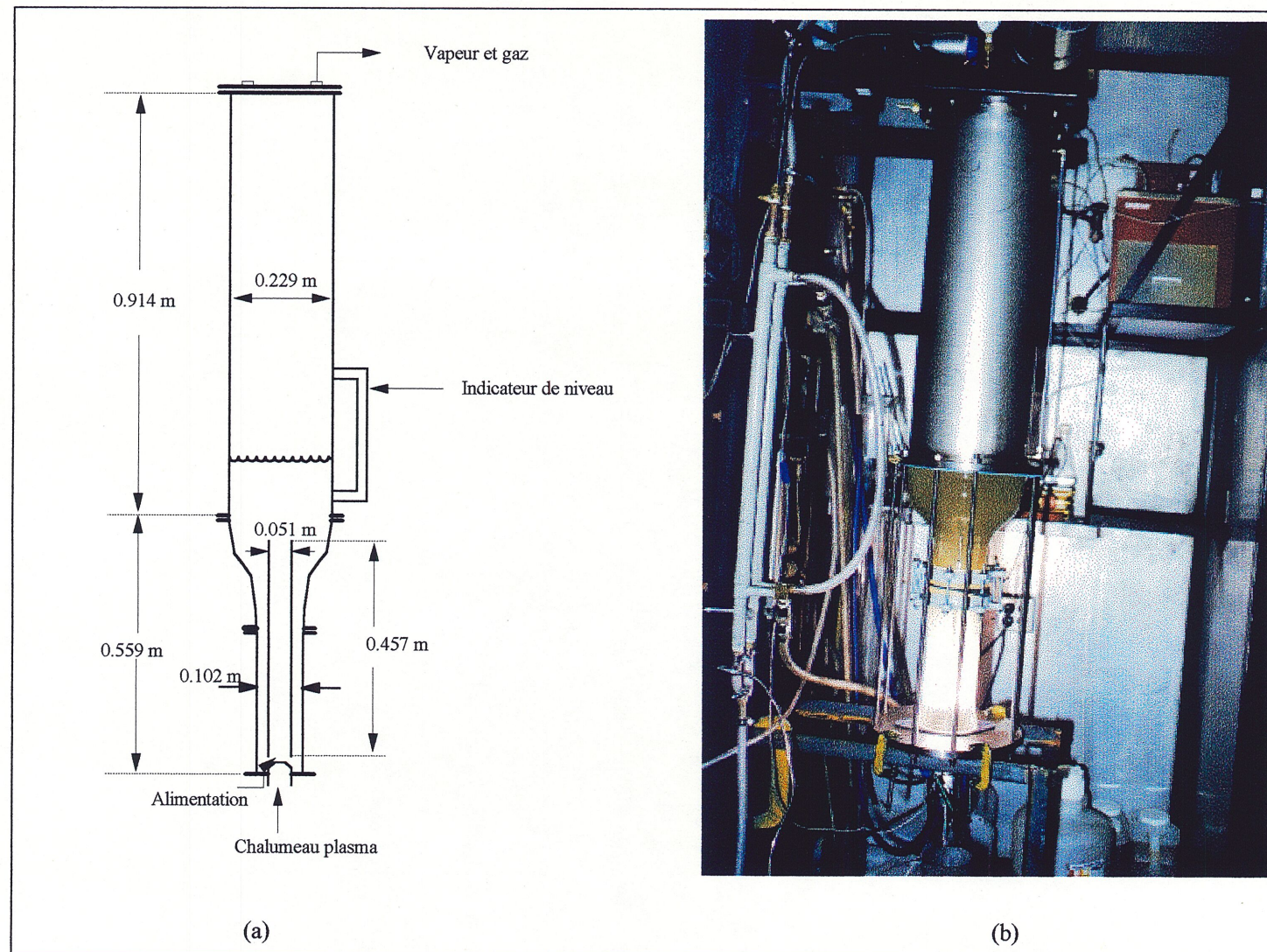


Figure 2.3 Réacteur II: (a) dimensions choisies, (b) photographie du réacteur II traitant du lixiviat de brasques usées



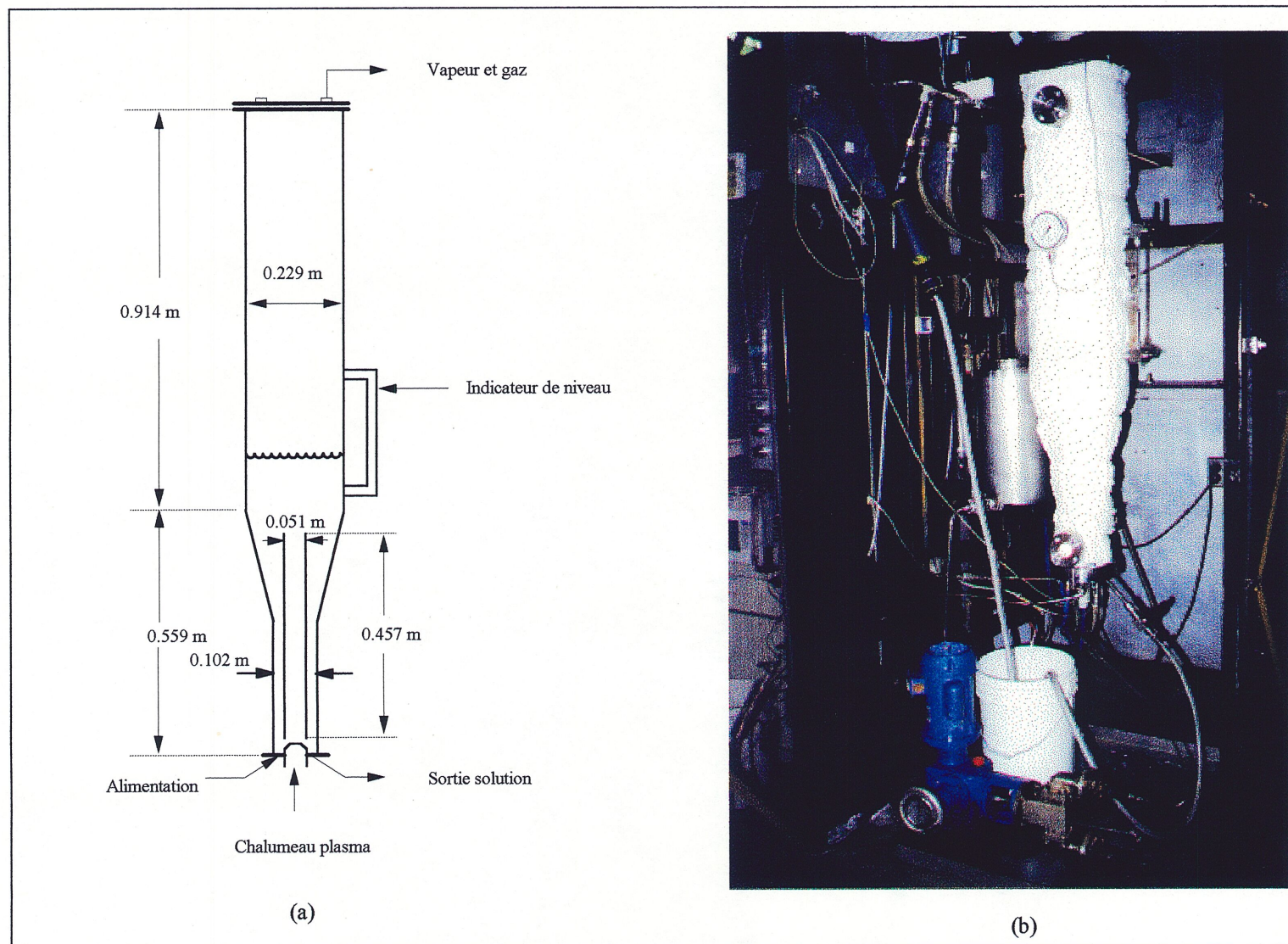


Figure 2.4 Réacteur III: (a) dimensions choisies, (b) photographie du réacteur III traitant du lixiviat de brasques usées



## 2.4 Équipements reliés au plasma

La génération d'un plasma DC nécessite la présence de services auxiliaires. C'est ce dont il est question dans cette section. La figure 2.5 représente à l'intérieur d'un schéma-bloc les unités requises.

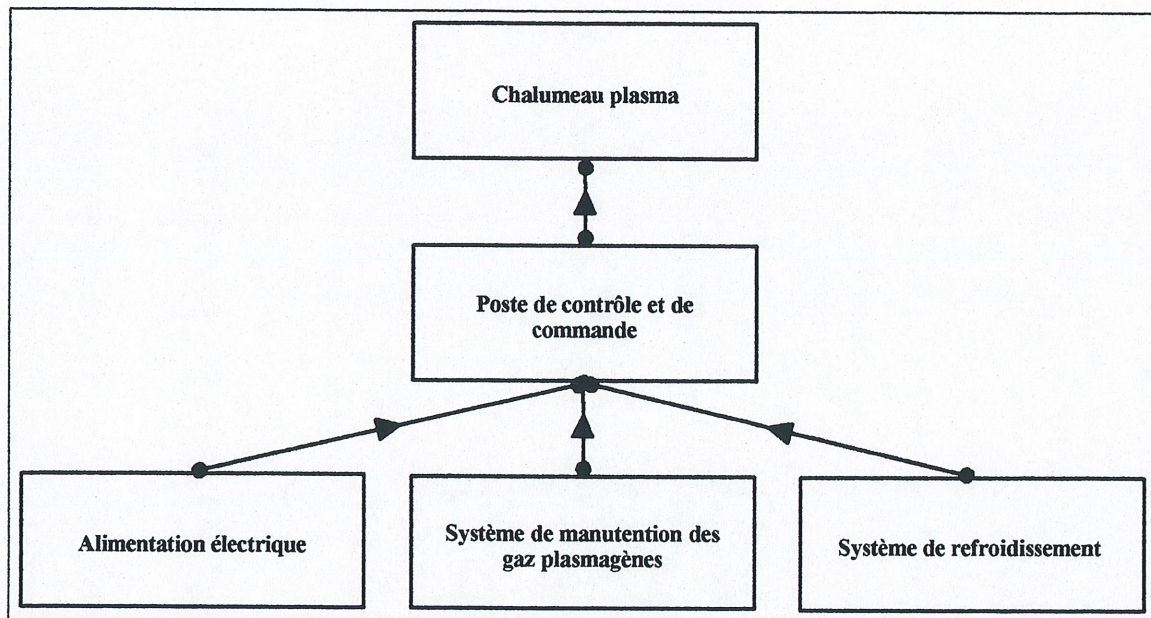


Figure 2.5 Équipements auxiliaires reliés au plasma

- **Chalumeau**

Un chalumeau DC à effet vortex fabriqué par la compagnie Tekna Plasma Systems Inc. est utilisé pour effectuer les essais. Une photographie du chalumeau est donnée sur la figure 2.6. Les parties principales en sont le diffuseur, la cathode en tungstène dopé au thorium, l'anode en cuivre dont la partie centrale peut ou non être recouverte de tungstène et l'enveloppe externe du chalumeau faite d'acier inoxydable. Deux diamètres d'anode différents sont utilisés: 4 mm et 5 mm. Il y a sur le chalumeau une entrée pour les gaz plasmagènes (qui sortiront par l'anode sous la forme de plasma), une entrée et une sortie pour l'eau de refroidissement et deux orifices pouvant servir à l'addition de gaz ou de liquides dans le réacteur et à proximité du jet de plasma. Les câbles d'alimentation électriques sont aussi reliés au chalumeau.



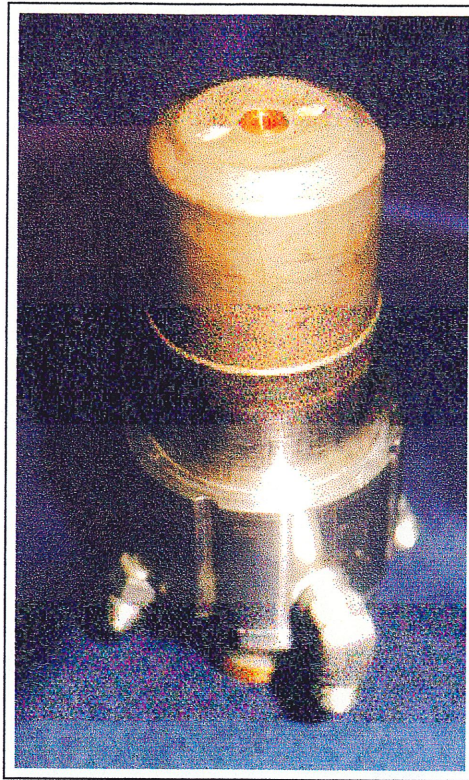


Figure 2.6 Photographie du chalumeau à plasma DC

- Alimentation électrique

L'alimentation électrique fournit le courant DC nécessaire pour maintenir le plasma dans le chalumeau. Des câbles de puissance refroidis à l'eau relient le chalumeau et l'alimentation. L'alimentation électrique ayant servi à la majeure partie des essais faits dans le projet est photographiée sur la figure 2.7.

- Gaz plasmagène

Le gaz plasmagène est alimenté en continu au chalumeau lors de son opération. Les gaz utilisés sont de l'argon et de l'azote en bouteille qui sont acheminés au chalumeau après en avoir mesuré le débit par un rotamètre. C'est le gaz plasmagène qui forme et stabilise le plasma. L'argon est un gaz facilement ionisable qui donnera au plasma une tension relativement faible. L'azote étant plus difficile à ioniser, la tension sera plus haute avec ce gaz, ce qui permet d'opérer à une puissance plus élevée pour un même courant.

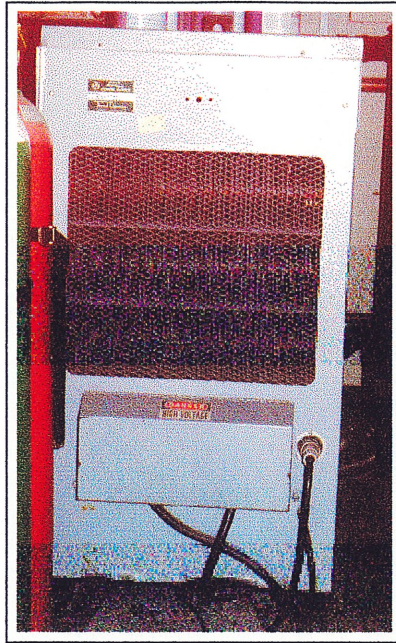


Figure 2.7 Alimentation électrique

- Circuit d'eau de refroidissement

Le chalumeau, les câbles de puissance et l'alimentation électrique sont tous refroidis par un circuit d'eau. Afin d'éviter les pertes de courant et la déposition de tartre dans le chalumeau, l'eau de refroidissement est déminéralisée. Elle est à haute pression afin d'éviter son ébullition. L'énergie récupérée par l'eau de refroidissement entre l'entrée et la sortie du chalumeau est mesurée pour connaître le rendement énergétique de ce dernier (cf. section 3.4).

- Poste de contrôle

Le poste de contrôle permet d'ajuster les différents paramètres de l'opération du chalumeau. C'est à ce niveau qu'est démarré le plasma et que le courant électrique et les débits de gaz plasmagène sont ajustés. Le poste de contrôle comporte aussi des sécurités qui couperont l'alimentation électrique si les débits de gaz ou d'eau de refroidissement deviennent anormalement bas.



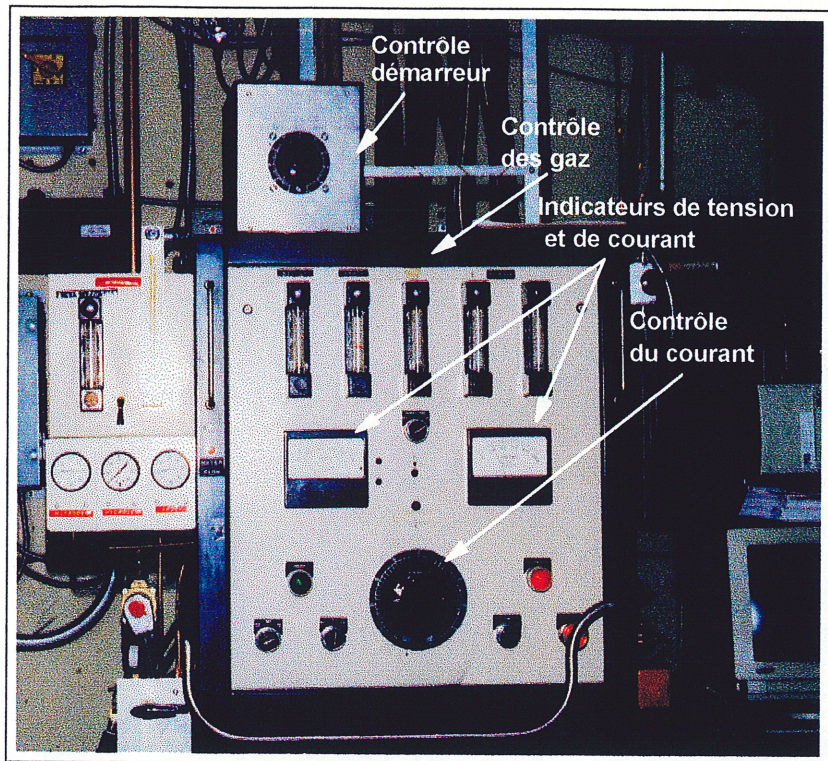


Figure 2.8 Poste de contrôle et de commande

## 2.5 Alimentation du lixiviat au réacteur

- Réacteur I

L'alimentation initiale du lixiviat au réacteur I se fait par le dessus de celui-ci après avoir démarré le plasma. Comme aucun essai en continu n'a été fait avec ce réacteur, il n'y a pas eu d'autres modes d'alimentation. Bien que le plasma soit démarré avant l'alimentation de la solution au réacteur, il est aussi possible de le démarrer en mode submergé, ce qui a été fait avec les réacteurs II et III.

- Réacteur II

Après le démarrage du chalumeau, l'alimentation initiale du lixiviat se fait par le bas du réacteur où une pompe alimente les 15 L à 20 L de solution fraîche pendant une période d'environ 1 minute. À quelques reprises, le chalumeau a été démarré en mode submergé. Ce réacteur est utilisé en mode discontinu et à pression atmosphérique.

- Réacteur III

Pour les essais discontinus, l'alimentation initiale du réacteur III est faite comme pour le réacteur II. Pour les essais continus, une pompe à piston alimente la solution fraîche du réservoir d'alimentation vers les deux orifices situés sur l'enveloppe externe du chalumeau. Ce point d'addition assure que la solution fraîche, donc avec une concentration de cyanures plus élevée, passe immédiatement à proximité du jet de plasma.

## 2.6 Eau d'appoint, air secondaire et peroxyde d'hydrogène

Une partie importante de l'énergie du plasma est transférée à la solution dans le réacteur. En début d'essai, la température de la solution traitée s'accroît progressivement jusqu'à l'atteinte du point d'ébullition, après quoi l'énergie transférée par le plasma l'évapore. Afin de maintenir le niveau de solution constant dans le réacteur lors des essais discontinus, il importe de remplacer celle qui s'est évaporée par de l'eau d'appoint (eau déminéralisée). Deux points d'addition d'eau sont disponibles sur les réacteurs II et III: 1) les deux orifices de l'enveloppe externe du chalumeau ou 2) un orifice à la base du réacteur. Le débit d'eau ajoutée est mesuré et contrôlé par un rotamètre.

Il est possible d'ajouter de l'air secondaire dans la solution. L'air utilisé provient d'un cylindre d'air comprimé et le débit ajouté est mesuré par un rotamètre. Les points d'addition disponibles pour l'air sont les mêmes que pour l'eau d'appoint. L'air est additionné via les orifices de l'enveloppe externe du chalumeau à l'exception d'un essai (cf. Tableau 3.3, essai 9/II).

Pour l'un des essais (cf. Tableau 3.3, essai 14/II), du peroxyde d'hydrogène est additionné au réacteur. Le peroxyde est en solution aqueuse à 30% massique et son alimentation au réacteur se fait de façon continue par une pompe péristaltique. L'addition se fait par l'un des orifices de l'enveloppe externe du chalumeau.



## 2.7 Refroidissement des gaz et récupération du condensat

Un échangeur de chaleur est placé en aval des réacteurs II et III. Cet échangeur permet de condenser les vapeurs issues du réacteur. Le condensat récupéré est recueilli et sa masse mesurée. Le fluide de refroidissement est de l'eau de ville.

## 2.8 Refroidissement et récupération du lixiviat traité

Lors des essais continus à haute pression avec le réacteur III, un certain débit de solution traitée est extrait du réacteur. Pour éviter son évaporation, la solution est refroidie avant de réduire la pression. Le refroidissement est fait par le passage de la solution dans un serpentin immergé dans un bain d'eau et de glace. Une fois la température diminuée, la pression est relâchée par une vanne à pointeau, puis la solution traitée récupérée.

## 2.9 Caractérisation des cyanures totaux

### 2.9.1 Généralités

La caractérisation des cyanures totaux est faite sur les échantillons prélevés lors des essais. Il est choisi d'effectuer cette mesure par électrode sélective après avoir préalablement récupéré les complexes de cyanures par une micro-distillation de l'échantillon. La méthode de micro-distillation utilisée suit la procédure LACHAT911121 d'Alcan International Ltée qui est elle même basée sur la *MicroDist Distillation System Reference and Methods Manual* de Lachat Instruments. Dans cette étape, les complexes métalliques de cyanures sont convertis en HCN gazeux qui est distillé et absorbé dans une solution de NaOH. La micro-distillation récupère les cyanures totaux distillables et les rend détectables à une électrode sélective. L'étape suivante consiste à caractériser l'échantillon distillé pour en connaître la teneur en cyanures par électrode sélective.

- Caractérisation des essais faits avec le réacteur I

La micro-distillation des échantillons prélevés lors des essais faits avec le réacteur I suivent la procédure LACHAT911121 à l'exception de la dilution de l'échantillon qui est faite avec une solution de NaOH à 40 g/L. Avant la caractérisation, une courbe de calibration de l'électrode est établie avec des solutions étalons afin de pouvoir relier la tension électrique

donnée par l'électrode à une concentration en cyanures totaux. Les solutions étalons comportent 200 g CN<sup>-</sup>/L, 100 g CN<sup>-</sup>/L, 10 g CN<sup>-</sup>/L, 1 g CN<sup>-</sup>/L et 0.1 g CN<sup>-</sup>/L et sont fabriquées à partir d'une solution à 40 g NaOH/L. Pour les échantillons provenant des essais avec ce réacteur, la mesure est prise sans dilution de l'échantillon ou après l'avoir dilué 2X avec une solution de NaOH à 40 g/L. L'électrode sélective est ensuite utilisée pour mesurer la concentration en cyanures totaux selon les recommandations données par les manufacturiers [COLE-PARMER INSTRUMENT COMPANY] [CORNING] [ORION].

- Caractérisation des essais faits avec les réacteurs II et III

La procédure de caractérisation des essais faits avec les réacteurs II et III se trouve modifiée elle aussi. En effet, le volume de solution récupérée dans le tube collecteur est amené à 5 mL avec de l'eau distillée au lieu des 6 mL proposés dans la procédure LACHAT911121. La concentration en cyanures totaux de l'échantillon et de la solution récupérée après distillation demeure à ce moment la même puisque le volume de l'échantillon à distiller est de 5 mL. Avant cette modification, i.e. pour les essais avec le réacteur I, la concentration en cyanures totaux mesurée est sous-estimée de 20%, ce qui n'affecte cependant en rien la valeur  $C/C_0$  puisque  $C$  et  $C_0$  sont tous deux sous-estimés du même facteur. La courbe de calibration est faite avec des étalons à 100 g CN<sup>-</sup>/L, 10 g CN<sup>-</sup>/L, 1 g CN<sup>-</sup>/L et 0.1 g CN<sup>-</sup>/L qui sont fabriqués à partir d'une solution à 8 g NaOH/L. Après avoir complété à 5 mL la solution recueillie dans le tubes collecteurs, une dilution à 5X ou à 10X des échantillons est effectuée selon le contenu en cyanures totaux. L'électrode sélective est ensuite utilisée pour mesurer la concentration en cyanures de la même façon que pour les échantillons provenant du réacteur I.

### 2.9.2 Comparaison de résultats entre l'électrode sélective et la chromatographie ionique

La figure 2.9 établit une comparaison des résultats obtenus sur des échantillons analysés par électrode sélective et par chromatographie ionique après micro-distillation Lachat (cf. 2.9.1). Les échantillons analysés proviennent de l'essai 6/II (cf. tableau 3.3) en mode discontinu avec eau d'appoint dont il est question dans le chapitre suivant. L'analyse par électrode sélective a été faite à l'Université de Sherbrooke; l'analyse par chromatographie ionique a été faite selon la méthode d'analyse 1268-93 d'Alcan International Ltée au Centre de Recherches et

Développement d'Alcan à Jonquière (CRDA). L'objectif poursuivi est de démontrer que les résultats obtenus sont reproductibles entre les deux laboratoires indépendamment de la méthode de caractérisation utilisée ou de la personne procédant aux analyses. D'après la figure, il apparaît clairement que les résultats donnés par ces deux méthodes sont similaires si on tient compte de l'erreur associée à chaque technique. Il est donc possible de conclure les résultats obtenus sont reproductibles par ces deux méthodes.

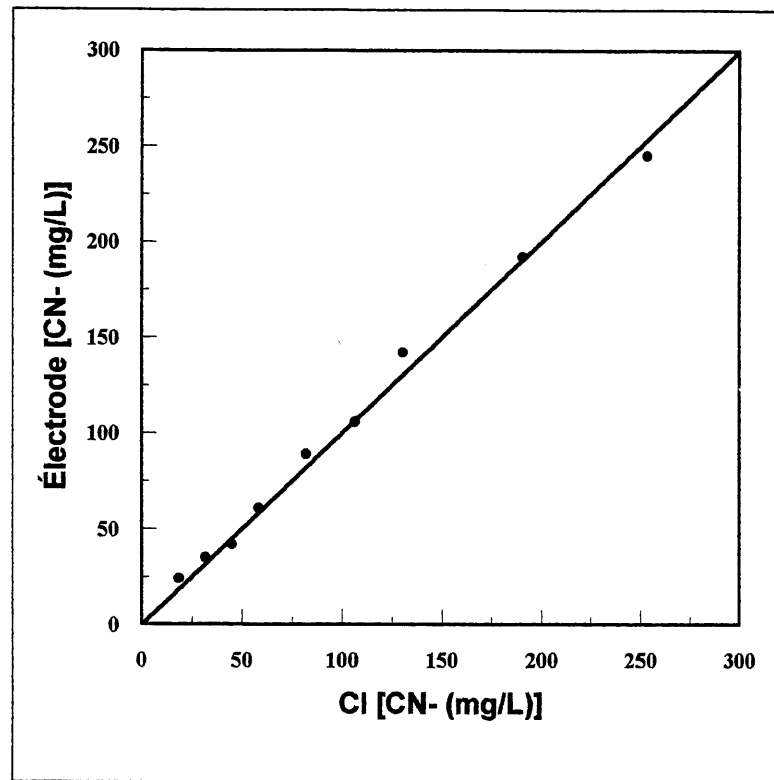


Figure 2.9 Concentration des cyanures totaux par électrode sélective et par chromatographie ionique après micro-distillation Lachat.

### 3. BANC D'ESSAI: ÉTUDE EXPÉRIMENTALE

#### 3.1 Introduction

La revue de littérature du chapitre 1 a permis de montrer que l'idée de détruire les cyanures par un plasma thermique présente un potentiel d'exploration fort attrayant. Dans le chapitre 2, les montages expérimentaux et la procédure permettant de vérifier le pouvoir de destruction des cyanures contenus dans le lixiviat de brasques usées à l'échelle banc d'essai sont établis. Découlant de ces deux chapitres, le chapitre 3 présente les résultats expérimentaux obtenus avec ces montages.

Les essais se divisent en trois groupes. Le premier comprend les essais discontinus sans ajout d'eau d'appoint. Ces essais sont utiles pour vérifier si la destruction des cyanures compris dans le lixiviat a effectivement lieu et pour vérifier le comportement du réacteur. Le second groupe comprend les essais discontinus avec ajout d'eau d'appoint. C'est là que la majeure partie des essais est faite. Ils servent à mesurer l'impact relatif de plusieurs paramètres sur le taux de destruction des cyanures. Le troisième groupe présente les résultats d'un essai en mode continu.

La méthodologie de chacun des essais (discontinus et continus) est revue dans un premier temps. La procédure expérimentale particulière à chacun de ces modes complète la procédure commune à tous présentée au chapitre 2. La partie suivante donne les résultats obtenus dans l'étude expérimentale. Finalement, les bilans de masse et d'énergie des essais sont faits dans la dernière section du chapitre.

L'objectif des expériences faites sur le banc d'essai est aussi d'obtenir les informations pertinentes pour faire le passage à l'échelle pilote.

#### 3.2 Méthodologie

##### 3.2.1 Essais discontinus

La première étape des essais discontinus consiste à démarrer le chalumeau à faible puissance avec un débit d'argon de 25 slpm. Le démarrage peut se faire avant ou après que la

solution à traiter soit alimentée au réacteur. Si de l'air secondaire est ajouté, son débit est ajusté au niveau désiré avant d'alimenter la solution. La composition et le débit des gaz plasmagènes sont ensuite ajustés de même que la puissance électrique fournie au chalumeau. Initialement, la solution est à la température de la pièce, puis elle est progressivement chauffée jusqu'à sa température d'ébullition par l'apport d'énergie du plasma. Si nécessaire, de l'antimousse est ajouté au réacteur. Pour les essais avec eau d'appoint, l'eau est ajoutée pour compenser l'évaporation lorsqu'elle débute. Pour l'essai avec ajout de peroxyde d'hydrogène, son addition au réacteur commence dès que le point d'ébullition est atteint. Les conditions d'opération pour les essais à pression atmosphérique sont alors établies. Les échantillons recueillis pour mesurer la concentration en cyanures sont prélevés par une vanne au bas du réacteur à des intervalles de temps définis.

Pour les essais à des pressions supérieures, la même procédure est suivie jusqu'à ce que la température soit près du point d'ébullition. La pression est ensuite augmentée progressivement dans le réacteur de même que la température jusqu'à un nouveau point d'ébullition. Les débits de gaz et la puissance au chalumeau sont constamment réajustés lors de l'augmentation de pression. Les échantillons de solution sont prélevés de la même façon que pour les essais à pression atmosphérique, sauf qu'ils sont soumis de plus à une étape de refroidissement avant d'être ramenés à pression atmosphérique pour éviter leur vaporisation.

- Sans eau d'appoint

Les premiers essais discontinus effectués traitent la solution sans compenser l'évaporation qui prend place. Rigoureusement parlant, ce ne sont pas des essais discontinus puisqu'il existe une sortie de matière du système et que la masse de solution n'est pas conservée. Ce ne sont pas non plus des essais continus puisque l'opération n'atteint pas un régime permanent. À défaut d'avoir un terme plus juste pour les décrire l'appellation «essai discontinu» est conservée.

- Avec eau d'appoint

Plusieurs essais discontinus sont faits avec ajout d'eau d'appoint pour compenser l'évaporation qui a lieu. Encore une fois au sens strict, ces essais ne sont pas des «essais discontinus» puisqu'il y a un courant d'entrée (eau d'appoint) et un courant de sortie (vapeurs et fine gouttelettes entraînées avec les gaz) du système dont la composition et le débit ne sont pas exactement identiques.

### 3.2.2 Essais continus

Les essais continus se déroulent en trois étapes successives. D'abord 15 L de solution sont alimentés et chauffés à pression atmosphérique après le démarrage du chalumeau jusqu'à ce que la température soit près de 100°C, mais en prenant soin d'éviter la perte de solution par évaporation. La pression dans le réacteur est alors augmentée jusqu'à l'atteinte de la pression désirée pour l'essai. Dans cette seconde étape le chauffage de la solution se poursuit jusqu'à la température d'ébullition à la pression choisie. Ces deux étapes se déroulent de la même manière que pour un essai discontinu. À la troisième étape, de la solution fraîche est ajoutée au réacteur et un débit équivalent en est retiré. C'est à ce moment que l'essai continu en tant que tel débute. À noter que de l'eau d'appoint est ajoutée pour compenser l'évaporation qui a lieu et maintenir le volume de solution dans le réacteur à 15 L.

## 3.3 **Résultats des essais discontinus sans ajout d'eau d'appoint**

### 3.3.1 Introduction

Les essais discontinus sans ajout d'eau d'appoint sont les premiers à être faits dans ce projet. Ils ont pour objectif de déterminer si la destruction des cyanures contenus dans le lixiviat de brasques usées est réalisable et d'éprouver la configuration du réacteur afin de pouvoir lui apporter des améliorations le plus tôt possible. À ce point, il n'est pas encore approprié de chercher à déterminer l'importance de la variation de différents paramètres sur le taux de décomposition des cyanures. Ces points seront étudiés dans la section 3.4. Les tableaux 3.1 et 3.2 regroupent les données pertinentes aux essais discontinus sans ajout d'eau d'appoint dans le réacteur I.

TABLEAU 3.1 CONDITIONS D'OPÉRATION ET DÉCOMPOSITION DES CYANURES AVEC LE LIXIVIAT DE BRASQUES USÉES POUR LES ESSAIS DISCONTINUS SANS EAU D'APPOINT À PRESSION ATMOSPHERIQUE

Essai/ Réacteur	Gaz plasma		Masse initiale  (kg)	Masse finale  (kg)	Volume initial  (L)	Volume final  (L)	Concn initiale NaOH approx.  (g/L)	Tempé- rature  (°C)	Anti- mousse	Puis- sance chalu- meau  (kW)	Temps pré- chauffage  (min)	Temps après atteinte de la température d'ébullition  (min)	Concentration en cyanures totaux au démarrage du chalumeau et à la fin de l'essai*	
	(slpm)												(mg CN <sup>-</sup> /L)	
	N <sub>2</sub>	Ar											initiale	finale
1/I	17	14	5.3	2.3	5.0	2.1	32	97	non	16	?	13	198	68
2/I	0	25	5.2	4.0	5.0	3.8	32	95	non	10	6	12	198	103
3/I	6	20	5.3	3.5	5.0	3.2	32	97	non	12	?	12	198	135
4/I	10	15	5.3	3.0	5	2.8	32	97	non	13	?	13	198	78
5/I	0	20	5.3	4.1	5.0	3.8	42	96	non	10	9	11.5	100	56
6/I	0	25	5.3	3.4	5	3.1	42	96	1.5 mL	11	5	16	100	47
7/I	0	25	5.3	3.6	5.0	3.1	42	95	1.5 mL	10	10	15	100	47
8/I	0	25	5.3	3.8	5.0	3.5	47	95	1.5 mL	10	9	14.5	45	14

TABLEAU 3.2 CONDITIONS D'OPÉRATION ET DÉCOMPOSITION DES CYANURES AVEC UNE SOLUTION SYNTHÉTIQUE DE FERROCYANURES EN MODE DISCONTINU SANS EAU D'APPOINT ET À PRESSION ATMOSPHERIQUE

Essai/ Réacteur	Gaz plasma		Masse initiale (kg)	Masse finale (kg)	Volume initial (L)	Volume final (L)	Concn initiale NaOH approx. (g/L)	Tempé- rature (°C)	Anti- mousse	Puis- sance chalu- meau (kW)	Temps pré- chauffage (min)	Temps après atteinte de la température d'ébullition (min)	Concentration en cyanures totaux en fonction du temps d'essai *			
	(slpm)												(mg CN <sup>-</sup> /L)			
	N <sub>2</sub>	Ar											0 min	10 min	15 min	20 min
1/I	0	25	5.0	2.1	?	?	40	96	non	12.8	4	17	620	480	439	112

\*: la micro-distillation des cyanures est faite selon la méthode Lachat911121 avec le tube collecteur complété à 6 mL avec une solution NaOH à 40 g/L.

? : non mesuré ou non disponible

### 3.3.2 Lixiviat de brasques usées

Les essais discontinus avec le lixiviat sans ajout d'eau d'appoint font varier la puissance du plasma, le débit des gaz plasmagènes et la concentration en NaOH de la solution initiale. Pour chacun de ces cas, les analyses faites sur les échantillons initiaux et finaux démontrent que les cyanures sont décomposés dans le réacteur plasma à une vitesse nettement supérieure à ce que donne l'hydrolyse thermique seule à une température équivalente. De plus, le plasma s'avère efficace à chauffer le lixiviat de brasques usées sans créer de dilution comme la vapeur d'eau ou de dépôts de tartre sur les éléments comme avec le chauffage résistif. Le comportement du réacteur est semblable à celui qui avait été observé avec de l'eau lors des essais hydrodynamiques (cf. section 2.2), à l'exception des bulles de gaz aspirées dans la région annulaire qui sont plus petites et de grosseur plus uniforme. La viscosité plus grande du lixiviat que celle de l'eau peut expliquer ce phénomène. Malgré tout, comme la recirculation des gaz n'apparaît pas désirable a priori, un nouveau type de réacteur avec une meilleure section de désengagement des gaz a été conçu (réacteur II et III) à la suite de cette observation.

### 3.3.3 Montée en température

La température mesurée lors de ces essais donne de façon reproductible une valeur inférieure à 100°C. Le même phénomène est observé dans la plupart des essais avec ajout d'eau d'appoint (cf. section 3.4). Ce résultat est surprenant, car il est connu que l'addition de NaOH à l'eau en augmente le point d'ébullition et il est par conséquent attendu que la température d'équilibre du mélange soit supérieure à 100°C. La calibration du thermocouple utilisé a été vérifiée et s'est avérée correcte. La raison fondamentale pouvant expliquer ce phénomène n'est pas connue au moment présent et demeure un sujet d'investigation pour des travaux futurs.

Une courbe de montée en température typique est donnée à l'appendice 1. Il est possible de calculer de façon théorique le temps requis pour monter la température du lixiviat (lixiviat seulement et non lixiviat et réacteur) de la température de la pièce à sa température d'ébullition par l'équation suivante:

$$t = \frac{m\Delta H}{P_{ch}\eta}$$



où  $m$  = masse de lixiviat à chauffer

$\Delta H$  = différence d'enthalpie du lixiviat entre la température finale et la température initiale

$P_{ch}$  = puissance électrique fournie au chalumeau ( $I \times V$ )

$\eta$  = rendement du chalumeau

Ainsi pour le cas du réacteur I rapporté sur la courbe de montée en température de l'appendice 1, le temps théorique requis pour préchauffer le lixiviat est de 10 minutes pour une puissance de 10 kW avec un rendement de 29% et 5.3 kg de lixiviat. Or 10 minutes est aussi le temps qui a été obtenu expérimentalement dans ces conditions. Le temps de préchauffage avec ce réacteur est donc en forte partie dû à la montée en température du lixiviat traité et non au réacteur lui-même qui est en Pyrex®.

#### 3.3.4 Solution synthétique

L'essai fait avec la solution synthétique montre un comportement du réacteur qui s'avère différent en quelques points de ceux faits avec le lixiviat. Les ingrédients servant à la fabrication de la solution synthétique sont de l'eau, du NaOH et des ferrocyanures ( $[\text{Na}_4\text{Fe}(\text{CN})_6] \cdot 10 \text{ H}_2\text{O}$ ). La solution ne contient donc pas d'autres contaminants qui peuvent interférer sur la décomposition. La première observation notée durant l'essai avec la solution synthétique est qu'elle devient très rapidement rouge au contact du plasma. Par surcroît, à la sortie du tube de recirculation, la teinte rouge est accentuée par rapport aux autres parties du réacteur. Ce phénomène est un indice qui laisse croire que les ferrocyanures entrant en contact avec le jet de plasma sont décomposés et que le fer ainsi libéré réagit en changeant de couleur. Comme la solution synthétique est beaucoup plus concentrée en ferrocyanures que le lixiviat, il semble normal que le changement de teinte soit plus facilement observable. Une seconde observation est que, contrairement au lixiviat dans des conditions à peu près similaires, la solution synthétique ne mousse pas.

### 3.4 Résultats des essais discontinus avec ajout d'eau d'appoint

#### 3.4.1 Introduction

Cette section est l'une des plus importantes de ce projet. Elle renferme les renseignements obtenus sur un banc d'essai qui seront utiles au passage à l'unité pilote. C'est ici que sont mesurés les effets de différents paramètres sur le taux de décomposition des cyanures dans le réacteur plasma conçu. Bien entendu, toutes les réponses ne sont pas apportées, ainsi l'aspect fondamental des mécanismes réactionnels n'est pas considéré en profondeur. Il n'est pas non plus possible d'isoler la zone de décomposition des cyanures par l'effet plasma pour en mesurer la contribution de façon exacte. L'optimisation du procédé n'est pas le but visé, il s'agit plutôt d'un travail exploratoire qui mesure l'influence de paramètres susceptibles d'affecter le taux de destruction des cyanures dans un réacteur plasma.

L'ensemble des données opératoires des essais discontinus avec ajout d'eau d'appoint se trouve dans le tableau 3.3. La concentration en cyanures totaux obtenus en fonction du temps de traitement dans le réacteur plasma est donnée. Le temps de préchauffage correspond au temps de traitement à partir du démarrage du chalumeau jusqu'au temps où la solution atteint sa température maximale et qu'elle commence à s'évaporer.

Une courbe de montée en température typique aux réacteurs utilisés dans cette section (réacteurs II et III) est présentée à l'appendice 1. Le temps théorique requis pour le préchauffage du lixiviat (lixiviat seulement et non lixiviat et réacteur) peut être calculé pour ces deux cas par la méthode décrite dans la section 3.3. Le résultat est de 25 minutes pour le réacteur II à une puissance de 10 kW avec un rendement de 33% et 15.7 kg de lixiviat et de 13 minutes pour le réacteur II à une puissance de 14 kW avec un rendement de 45% et 15.8 kg de lixiviat. Expérimentalement, le temps de préchauffage obtenu dans ces conditions est de 25 minutes pour le réacteur II (Pyrex®) et de 20 minutes pour le réacteur III (acier inoxydable). Le temps de préchauffage du réacteur II est donc en forte partie causé par la montée en température du lixiviat, alors que celui du réacteur III est dû à la fois au lixiviat et au réacteur lui-même.

TABLEAU 3.3 CONDITIONS D'OPÉRATION ET DÉCOMPOSITION DES CYANURES AVEC LE LIXIVIAT DE BRASQUES USÉES POUR LES ESSAIS DISCONTINUS AVEC AJOUT D'EAU D'APPOINT

Essai/ Réacteur	Gaz plasma		Masse initiale	Volume initial	Concn initiale NaOH approx.	Tempé- rature	Anti- mousse	Puiss. chalu- meau	Air (slpm)  ou H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> * (L/min)	Point addn eau **	Temps pré- chauffage	Concentration en cyanures totaux*** (mg CN/L)											
	(slpm)											Temps après atteinte de la température d'ébullition (min)											
	N <sub>2</sub>	Ar										(kg)	(L)	(g/L)	(°C)	(kW)	0	15	20	30	45	50	60
1/I	0	25	5.4	5.1	32	94	1.5 mL/h	10	0	enve- loppe	5	139			47			29	9	4	2	<1	
2/II	0	25	15.5	14.7	32	95	3 mL initial	10	0	enve- loppe	28	296			254			129	107	61	44	40	
3/II	0	25	15.7	14.9	57	95	3 ml initial	10	0	enve- loppe	27	335			279			201	148	89	81	64	
4/II	14	12.5	14.8	14.1	32	101	non	19	0	enve- loppe	20	356			190			94	63	25	<1 (con- densat)		
5/II	14	12.5	15.4	14.8	32	101	non	20	5 air	base réact.	18	253		137	122			55	19	5			
6/II	14	12.5	20.9	20.0	32	101	non	20	5 air	base réact.	15	245	192		142	106		89	42	23			
7/II	19	6	16.2	15.6	32	102	non	24	5 air	base réact.	14	218	148			82		60	28				
8/II	0	25	16.4	15.8	47	95	non	10	0	enve- loppe	26	230			160			111	88	72	<1 (con- densat)		
9/II	14	12.5	16.3	15.7	32	100	non	20	5 air	enve- loppe	15	220	181		139	98		84	62 (à 75 min)				
10/II	0	25	16.2	15.6	32	95	non	10	5 air	base réact.	30	230	149		155	149	137						

\* : le débit de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> donné est pour une solution à 30% massique.

\*\* : l'addition d'eau d'appoint se fait par les orifices du sommet de l'enveloppe externe du chalumeau ou par la base du réacteur dans la masse de solution.

\*\*\*: sauf pour l'essai 1/I, la micro-distillation des cyanures est faite selon la méthode Lachat911121 avec le tube collecteur complété à 5 mL avec de l'eau déminéralisée et dilution à 5X ou 10X du distillat recueilli avec une solution NaOH à 8 g/L (voir note \* tableaux 3.1 et 3.2 pour l'essai 1/I).

TABLEAU 3.3 (SUITE...)

Essai/ Réacteur	Gaz plasma		Masse initiale (kg)	Volume initial (L)	Concn initiale NaOH approx. (g/L)	Tempé- rature (°C)	Anti- mousse	Puiss. chalu- meau (kW)	Air (slpm)  ou H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> * (L/min)	Point addn eau **	Temps pré- chauffage (min)	Concentration en cyanures totaux*** (temps d'essai)									
	(slpm)											Temps après atteinte de la température d'ébullition (min)									
	N <sub>2</sub>	Ar										0	10	20	30	40	60	75	90	100	105
11/III ****	0	87	16	15.5	32	169	non	24	5 air	base réact.	45	204			117		30	3		1	
12/III	14	12	15.4		32	108	non	20	5 air	base réact.	20	234			117		52		10		4
13/II	14	12.5	15.6	15	32	100	non	20	0	base réact.	?	210	179	166	126	117					
14/II	14	12.5	15.8	15	32	99	non	20	0.010 H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	base réact.	?	193	94	77	67	59					
15/II	14	12.5	15.8	15	32	98	non	20	0	base réact.	?	186	154	137	122	109					
16/II	20	18	15.7	15	32	99	non	20	0	base réact.	?	189	168	144	119	102					
17/II	14	12.5	15.9	15	32	98	non	20	0	base réact.	?	154	138	110	98	91					
18/II	14	12.5	15.8	15	32	100	non	20	0	base réact.	?	354	293	272	243	217					
19/II	14	12.5	15.5	15	32	100	non	20	5 air	base réact.	?	176	151	125	112	100					

\* : le débit de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> donné est pour une solution à 30% massique.

\*\* : l'addition d'eau d'appoint se fait par les orifices du sommet de l'enveloppe externe du chalumeau ou par la base du réacteur dans la masse de solution.

\*\*\* : la micro-distillation des cyanures est faite selon la méthode Lachat911121 avec le tube collecteur complété à 5 mL avec de l'eau déminéralisée et dilution à 5X ou 10X du distillat recueilli avec une solution NaOH à 8 g/L.

\*\*\*\*: l'essai 11/III se fait sous pression atmosphérique entre 0 et 25 min, puis la pression est progressivement augmentée entre 25 et 60 min où elle atteint une pression relative de 1.2 MPa (Note: les autres essais sont faits à pression atmosphérique).

### 3.4.2 Méthode de comparaison des taux de destruction

Dans la revue de littérature du chapitre I, il a été vu que l'hydrolyse thermique des cyanures libres se fait selon la réaction suivante [HEISE et coll., 1920]:



D'autres études ont montré que cette réaction est aussi valable pour les cyanures contenus dans les brasques usées: cyanures libres et ferrocyanures après s'être décomplexés (le fer libéré des ferrocyanures formera différentes phases d'oxydes) [KIMMERLE et coll., 1989][ROBUCK et coll., 1989]. L'hydrolyse des cyanures est une réaction qui suit une cinétique de premier ordre (cf. équation 3-1) selon la concentration en cyanures et dont la constante cinétique est déterminée par la pente de la droite reliant les points de la figure  $-\ln(C/C_0)$  en fonction du temps. Cette constante de destruction des cyanures des brasques usées a été mesurée dans un réacteur discontinu agité par les auteurs précédents.

$$-r_{\text{CN}^-} = \frac{1}{V} \cdot \frac{dn_{\text{CN}^-}}{dt} = \frac{d[\text{CN}^-]}{dt} = k[\text{CN}^-] \quad (3-1)$$

Dans le cas du réacteur plasma, il y a aussi apparition d'ammoniaque et d'oxydes de fer comme produits de réaction lors du traitement des brasques usées. Ces produits suggèrent que la destruction des cyanures se fait aussi par hydrolyse selon la réaction 1-1.

Le réacteur plasma n'est cependant pas aussi homogène qu'un réacteur discontinu agité. En effet, le réacteur plasma n'est pas homogène puisque dans la zone immédiate du chalumeau on retrouve de forts gradients thermiques, un rayonnement intense et des espèces actives qui ne se retrouvent pas dans le reste du réacteur. Suite à cette non uniformité du milieu réactionnel, il est proposé de voir le réacteur plasma comme composé de deux zones distinctes: la zone plasma et une zone homogène ci-après nommée zone d'hydrolyse. Les conditions d'opération dans ces deux zones sont différentes (il suffit de penser à la température dans la zone plasma qui est plus élevée que dans la zone d'hydrolyse). La zone plasma est particulière à ce type de réacteur et elle fait en sorte qu'il n'est pas rigoureusement possible de parler de constante cinétique puisque dans

le réacteur plasma même si un essai est fait globalement à 100°C, il existe des températures de plusieurs milliers de Kelvin (ceci sans parler des autres différences dues au rayonnement, aux espèces actives et aux gradients de concentration). Il est donc choisi de comparer les résultats sur la base du taux de destruction des cyanures plutôt que sur la constante cinétique comme c'est habituellement le cas.

La comparaison des essais se fait en relativisant la mesure de concentration des cyanures en la divisant par la concentration en début d'essai ( $C/C_0$ ). Ensuite, de la même façon que pour une cinétique de premier ordre, un graphique de  $-\ln(C/C_0)$  en fonction du temps de traitement est tracé. Tel qu'il sera vu plus loin, les points de cette figure peuvent être reliés par une droite. Cette droite permet de connaître la concentration en cyanures obtenue dans le réacteur selon le temps de traitement et la concentration initiale en cyanures (ce qui rend la destruction des cyanures prévisible). C'est la pente de cette droite qui est comparée entre les différents essais. Dans la suite du texte, cette pente est appelée la «constante» de l'essai. Ce raisonnement peut s'expliquer en équations mathématiques de la façon suivante:

$$-\ln(C/C_0) = k_\psi t \quad (3-2a)$$

où  $C$  = concentration en cyanures au temps  $t$  [mg/L]

$C_0$  = concentration initiale en cyanures [mg/L]

$k_\psi$  = constante (pente de la droite de la figure  $-\ln(C/C_0)$  en fonction de  $t$ ) [ $s^{-1}$ ]

$t$  = temps de traitement de la solution [s]

donc,

$$C = C_0 e^{-k_\psi t} \quad (3-2b)$$

$$\frac{dC}{dt} = -C_0 k_\psi e^{-k_\psi t} = -C k_\psi$$

$$\frac{dm}{dt} = -k_\psi VC \quad (3-3)$$

où  $V$  = volume de lixiviat traité [L]

$dm/dt$  = taux de destruction des cyanures [mg/s]

Il est donc possible de connaître le taux de destruction des cyanures en tout temps par la formule 3-3 si la constante  $k_\psi$  est connue pour le volume traité et à une concentration donnée. La

comparaison du taux de destruction obtenu dans des conditions différentes peut se faire par différence ou par ratio. Ces équations seront utiles dans les parties suivantes du texte.

- Comparaison du taux de destruction par différence

$$\left(\frac{dC}{dt}\right)_1 - \left(\frac{dC}{dt}\right)_2 = C_1 k_{\psi,1} - C_2 k_{\psi,2}$$

$$\left(\frac{dm}{dt}\right)_1 - \left(\frac{dm}{dt}\right)_2 = C_1 V_1 k_{\psi,1} - C_2 V_2 k_{\psi,2}$$

Si le taux de destruction est comparée lorsque la concentration en cyanures est identique ( $C_1=C_2=C$ ) et que les volumes de lixiviat traités sont identiques ( $V_1=V_2=V$ ), alors:

$$\left(\frac{dm}{dt}\right)_1 - \left(\frac{dm}{dt}\right)_2 = CV(k_{\psi,1} - k_{\psi,2}) \quad (3-4)$$

L'équation 3-4 indique que la différence des taux de destruction obtenus entre deux essais est directement proportionnel à la différence des constantes obtenues pour un même volume de lixiviat traité et lorsque la concentration en cyanures est identique.

- Comparaison du taux de destruction par ratio:

$$\frac{\left(\frac{dC}{dt}\right)_1}{\left(\frac{dC}{dt}\right)_2} = \frac{C_1 k_{\psi,1}}{C_2 k_{\psi,2}}$$

$$\frac{\left(\frac{dm}{dt}\right)_1}{\left(\frac{dm}{dt}\right)_2} = \frac{C_1 V_1 k_{\psi,1}}{C_2 V_2 k_{\psi,2}}$$

Si le taux de destruction est comparée lorsque la concentration en cyanures est identique ( $C_1=C_2=C$ ) et que les volumes de lixiviat traités sont identiques ( $V_1=V_2=V$ ), alors:

$$\frac{\left(\frac{dm}{dt}\right)_1}{\left(\frac{dm}{dt}\right)_2} = \frac{k_{\psi,1}}{k_{\psi,2}} \quad (3-5)$$

L'équation 3-5 indique que le ratio des taux de destruction obtenus entre deux essais est égal au ratio des constantes obtenues pour un même volume de lixiviat traité et lorsque la concentration en cyanures est identique.

### 3.4.3 Reproductibilité des résultats

Le lixiviat provenant d'un même baril est traité à trois reprises dans des conditions d'expérimentation similaires. Ces essais ont lieu à des dates différentes et ne sont pas faits en série, puisque d'autres tests sont faits entre eux. Les essais servant à montrer la reproductibilité

des résultats sont les suivants: 13/II, 15/II et 17/II. Le baril de lixiviat est toujours agité avant d'y prélever la solution à traiter. Ceci est fait dans le but d'avoir une matière première qui soit aussi homogène que possible entre tous les essais. Les conditions d'opération fixées sont celles données dans le tableau 3.3, i.e. 20 kW, 14 slpm de N<sub>2</sub> et 12.5 slpm d'Ar, pas d'addition d'air secondaire ou de peroxyde d'hydrogène, pas d'addition d'antimousse et un volume initial de lixiviat de 15 L. Pour le reste, la même procédure que pour les autres essais discontinus avec ajout d'eau d'appoint est suivie. Les résultats obtenus sont présentés sur la figure 3.1. La constante obtenue dans ces essais pour les répliquats 1 à 3 est respectivement de  $0.25 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$ ,  $0.23 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$  et  $0.24 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$ . La constante obtenue est donc reproductible d'un essai à l'autre.

Des échantillons prélevés à partir d'un même baril de lixiviat, mais à des journées différentes sont aussi analysés pour déterminer la précision obtenue par la méthode d'analyse. Les analyses sont faites indépendamment les unes des autres et chaque fois après une nouvelle calibration de l'appareil. Six échantillons sont ainsi analysés et les résultats obtenus donnent une moyenne de 235 mgCN/L avec un écart-type de 14 mgCN/L. S'il est considéré que la fluctuation des valeurs des concentrations suit la loi de Student (le nombre de données n'est pas suffisant pour prendre la loi normale) et qu'une marge de confiance de 95% est fixée, l'erreur aléatoire sur une mesure est de  $\pm 36 \text{ mgCN/L}$ . Ainsi une mesure de 235 mgCN/L donnerait  $235 \pm 36 \text{ mgCN/L}$  ou encore  $235 \text{ mgCN/L} \pm 15\%$ . La précision obtenue avec les mesures de concentration de cyanures totaux est donc de  $\pm 15\%$  avec une marge de confiance de 95%.

#### 3.4.4 Taux de destruction des cyanures et constantes obtenues

Pour comparer les taux de destruction et l'influence des paramètres étudiés, la constante  $k_d$  de la formule 3-2 est déterminée pour tous les essais discontinus avec ajout d'eau d'appoint. À l'exception de l'essai 14/III, tous les essais montrent un taux de destruction des cyanures par rapport à la concentration en cyanures totaux qui est prévisible par l'équation 3-3. L'exception à cette règle, l'essai 14/III, est celui où une solution de peroxyde d'hydrogène à 30% massique est ajoutée en continu à raison de 10 mL/min au réacteur. Un résultat typique pour les autres essais et qui montre la linéarité de  $-\ln(C/C_0)$  en fonction du temps de traitement de la solution dans le réacteur est donné pour l'essai 6/II sur la figure 3.2.



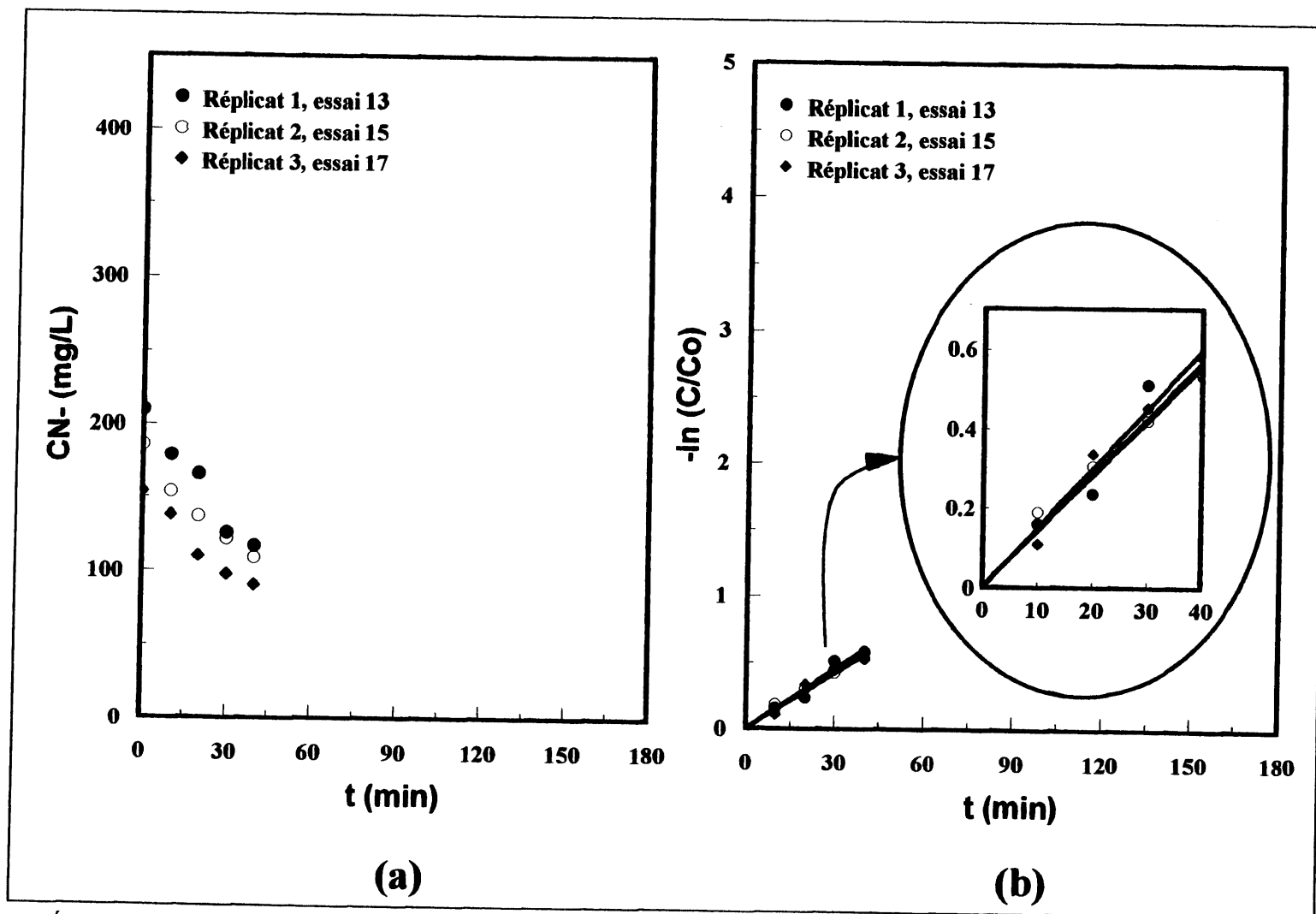


Figure 3.1 Étude de reproductibilité des résultats dans le réacteur plasma. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b)  $-\ln(C/C_0)$  en fonction du temps

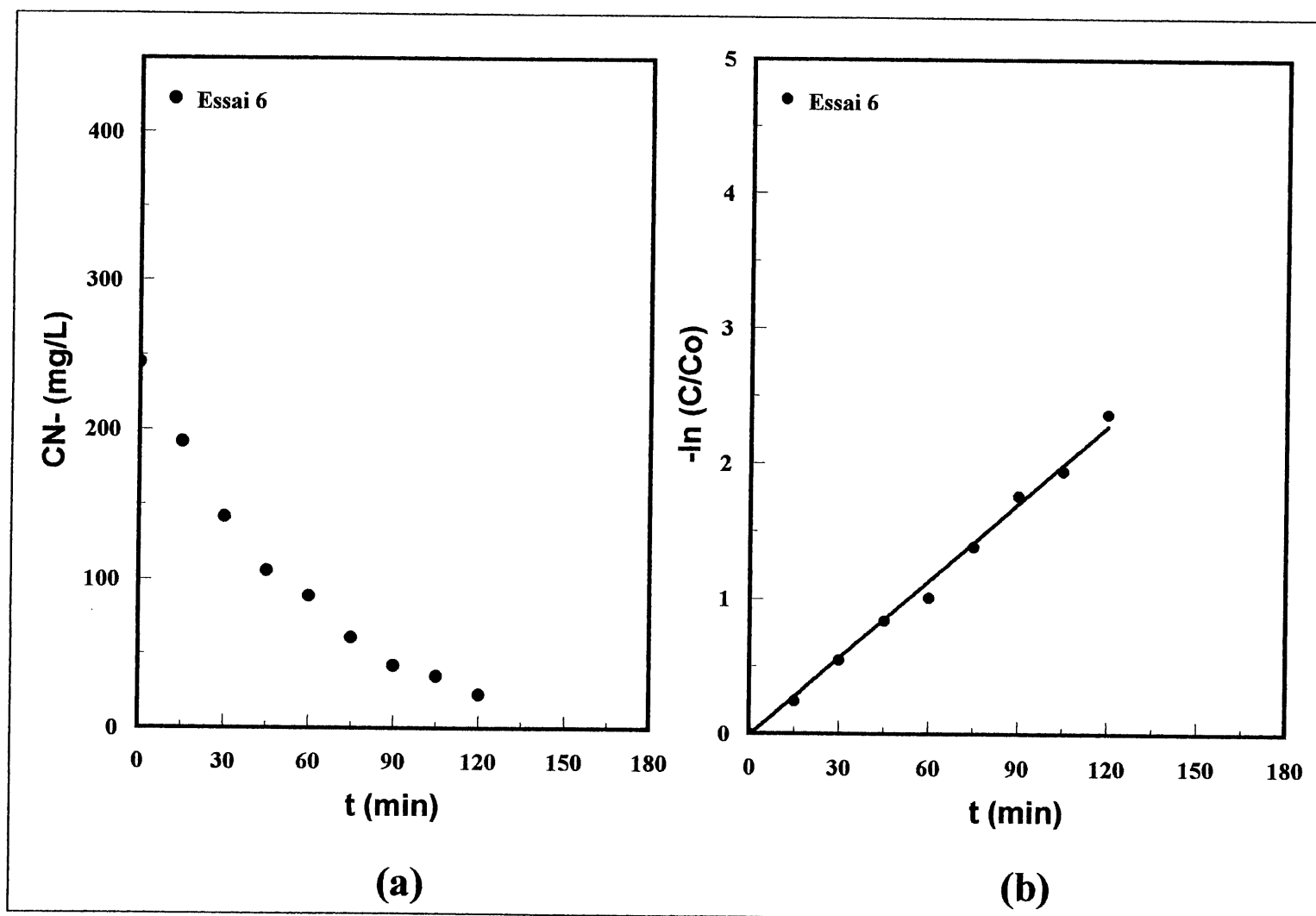


Figure 3.2 Décomposition des cyanures totaux du lixiviat de brasques usées dans le réacteur plasma. (a) Concentration en cyanures totaux en fonction du temps, (b)  $-\ln(C/C_0)$  en fonction du temps

Les constantes trouvées sont données dans le tableau 3.4. Elles correspondent à la destruction des cyanures obtenues dans les zones d'hydrolyse et plasma du réacteur plasma. Plus la valeur de la constante est élevée, plus la concentration de cyanures dans le réacteur sera faible pour un même lixiviat et après un même temps de traitement. La comparaison des constantes entre elles est faite pour chaque paramètre étudié dans la suite du texte.

TABLEAU 3.4 CONSTANTES TROUVÉES AVEC LE LIXIVIAT DE BRASQUES USÉES

Essai/ réacteur	1000 x $k_p$ (s <sup>-1</sup> )	Essai/ réacteur	1000 x $k_p$ (s <sup>-1</sup> )	Essai/ réacteur	1000 x $k_p$ (s <sup>-1</sup> )
1/I	0.47	8/II	0.17	15/II	0.23
2/II	0.20	9/II	0.28	16/II	0.25
3/II	0.16	10/II	Indéterminée	17/II	0.24
4/II	0.36	11/III	3	18/II	0.21
5/II	0.51	12/III	0.59	19/II	0.23
6/II	0.32	13/II	0.25		
7/II	0.37	14/II	Non linéaire		

Le tableau 3.5 donne le taux de destruction des cyanures sur la base d'une concentration de 100 mgCN/L du lixiviat traité. Le taux de destruction est calculé par la formule 3-3, le volume traité étant connu. La différence entre les valeurs des constantes du tableau 3.4 et celles des taux de destruction du tableau 3.5 tient au fait que pour un même lixiviat et un même temps de traitement, une constante élevée donnera une concentration de cyanures plus faible dans le réacteur, alors qu'un taux de destruction plus élevé donnera une plus grande quantité (massique ou molaire) de cyanures décomposés à ce moment précis (lorsque la concentration en cyanures est la même).

À titre d'exemple, si les essais 1/I et 2/II avec ajout d'eau d'appoint sont comparés (conditions d'opération semblables, mais volume des solution traitée différents), l'essai 1/I a une constante plus élevée, alors que son taux de destruction est plus faible. Ceci revient à dire que pour un même lixiviat et un même temps de traitement dans les conditions de l'essai 1/I, la concentration en cyanures sera plus faible, alors qu'initialement (lorsque la concentration en cyanures des lixiviats est équivalente) une quantité plus faible de cyanures est détruite par unité de temps.

TABLEAU 3.5 TAUX DE DESTRUCTION DES CYANURES DU LIXIVIAT DE BRASQUES USÉES POUR UNE CONCENTRATION DE 100mg CN<sup>-</sup>/L

Essai/ réacteur	dm/dt (mg CN <sup>-</sup> /s)	Essai/ réacteur	dm/dt (mg CN <sup>-</sup> /s)	Essai/ réacteur	dm/dt (mg CN <sup>-</sup> /s)
1/I	0.24	8/II	0.27	15/II	0.35
2/II	0.29	9/II	0.44	16/II	0.38
3/II	0.24	10/II	Indéterminée	17/II	0.36
4/II	0.51	11/III	4.65	18/II	0.32
5/II	0.75	12/III	0.88	19/II	0.34
6/II	0.64	13/II	0.38		
7/II	0.58	14/II	Non linéaire		

Il ressort que la constante obtenue est liée au volume de solution dans le réacteur. L'impact du volume sur la constante et le taux de destruction des cyanures sera regardé à la section 3.4.9.

### 3.4.5 Effet de la concentration en NaOH de la solution sur la destruction des cyanures dans le lixiviat

Dans la revue de littérature, il a été vu par l'un des auteurs que le taux d'hydrolyse thermique des cyanures du lixiviat de brasques usées est fonction de la concentration de NaOH [KIMMERLE et coll., 1989]. La constante maximale alors obtenue à 170°C se trouve à 5% NaOH dans un réacteur discontinu agité sous pression [KIMMERLE et coll., 1989]. De plus, cet article rapporte que la concentration en NaOH a un impact négligeable sur la constante cinétique à partir de 200°C. Il apparaît donc pertinent de vérifier si le traitement du lixiviat dans le réacteur plasma est influencé par la teneur en NaOH.

Les tests sont faits à pression atmosphérique de sorte que la destruction des cyanures par hydrolyse thermique à la température d'ébullition soit faible (constante cinétique de  $0.025 \times 10^{-3} \text{s}^{-1}$  pour des cyanures libres à 100°C [TAN et coll., 1987]) devant la destruction due à la contribution du plasma (cf. section 3.4.14). Trois concentrations de NaOH sont mises à l'essai: 32 g/L, 47 g/L et 57 g/L. Les figures 3.3(a) et (b) présentent les résultats obtenus. Les trois courbes sont relativement similaires ainsi que les constantes trouvées avec  $0.20 \times 10^{-3} \text{s}^{-1}$ ,  $0.16 \times 10^{-3} \text{s}^{-1}$  et  $0.17 \times 10^{-3} \text{s}^{-1}$ . Dans les conditions étudiées, il ne semble donc pas y avoir de corrélation entre la

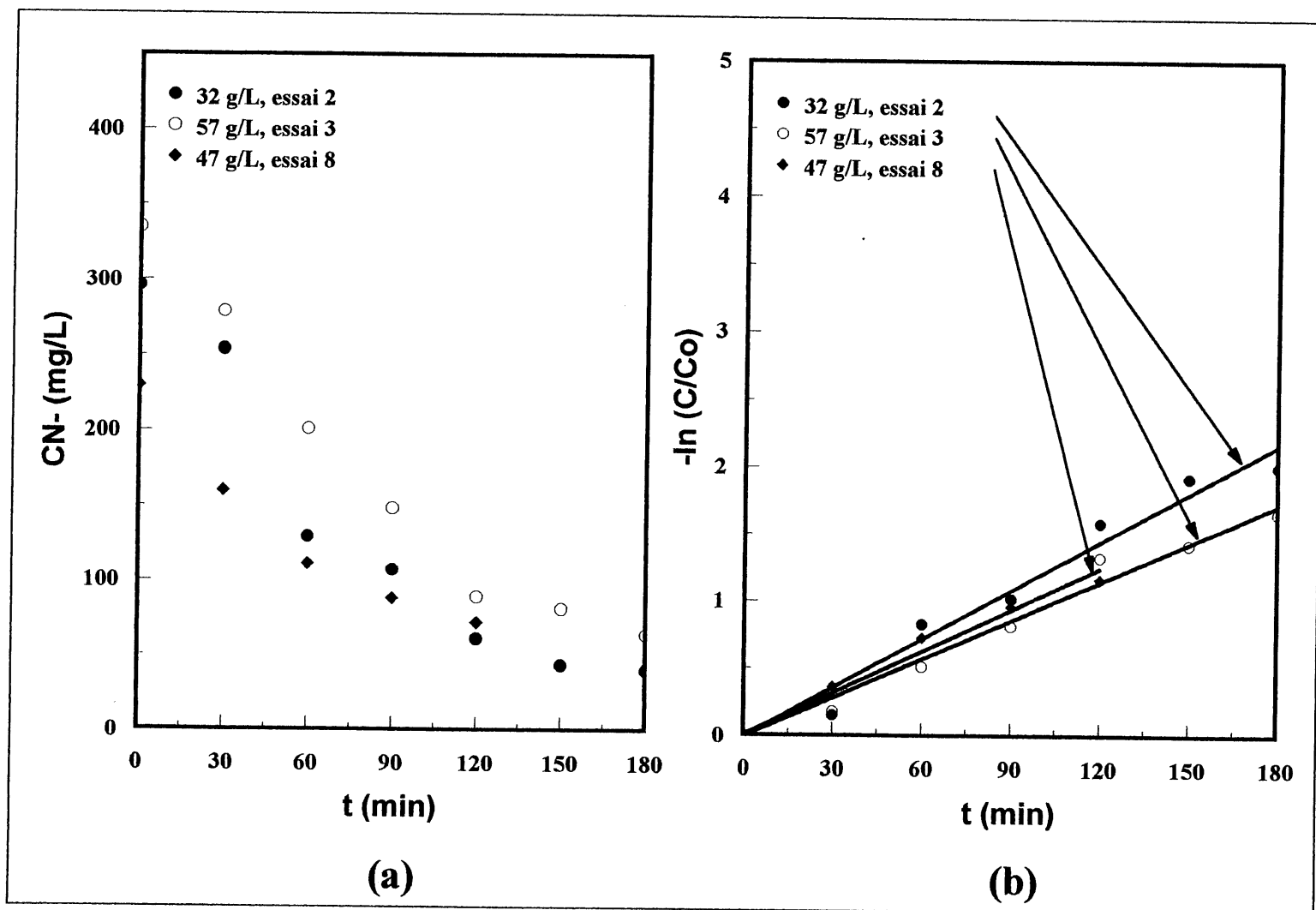


Figure 3.3 Effet de la concentration d'hydroxyde de sodium sur la décomposition des cyanures du lixiviat de brasques usées dans le réacteur plasma. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b)  $-\ln(C/C_0)$  en fonction du temps

concentration en NaOH de la solution et le taux de destruction des cyanures totaux. Ce résultat peut être expliqué par le fait que la température du plasma est de plusieurs milliers de Kelvin alors que la décomposition des cyanures n'est que peu affectée par la concentration de NaOH à des températures supérieures à 200°C.

#### 3.4.6 Effet de la puissance du chalumeau sur la destruction des cyanures dans le lixiviat

La contribution du plasma sur le taux de destruction des cyanures devrait théoriquement augmenter avec une augmentation de la puissance fournie par le plasma. C'est bien ce qui est vu sur la figure 3.4 en comparant les essais 2 et 5. Ces essais sont faits dans des conditions similaires, mais avec une puissance respective au chalumeau de 10 kW et 20 kW. La constante obtenue est de  $0.20 \times 10^{-3} \text{s}^{-1}$  à 10 kW et de  $0.51 \times 10^{-3} \text{s}^{-1}$  à 20 kW.

D'un autre côté, un changement de puissance a aussi un impact sur les écoulements des fluides dans le réacteur vu l'énergie donnée aux gaz. Or, la configuration adoptée pour le réacteur n'est plus stable à 24 kW et la recirculation devient limitée, ce qui entraîne que la constante observée est inférieure à celle obtenue à 20 kW tel qu'il peut être vu sur la figure 3.4. Un essai a aussi été tenté à 30 kW, mais il a dû être interrompu à cause de l'instabilité du réacteur.

Pour les essais faits à 10 kW et 20 kW, il est intéressant de rapporter le taux de destruction de cyanures en (mg/s)/kW. À l'aide de la formule 3-3, il est trouvé que le taux de destruction pour les volumes traités est de:

$$\text{Essai 2: } dm/dt = 2.9 \times 10^{-3} C_2$$

$$\text{Essai 5: } dm/dt = 7.5 \times 10^{-3} C_5$$

$$\text{où } dm/dt = \text{taux de destruction des cyanures [mg/s]}$$

$$C = \text{concentration en cyanures au temps } t \text{ [mg/L]}$$

Ainsi, sur la base d'une concentration en cyanures de 100mg/L, le taux de destruction en fonction de l'énergie fournie au réacteur (l'énergie fournie au réacteur correspond à l'énergie fournie au chalumeau multipliée par le rendement énergétique) serait de:

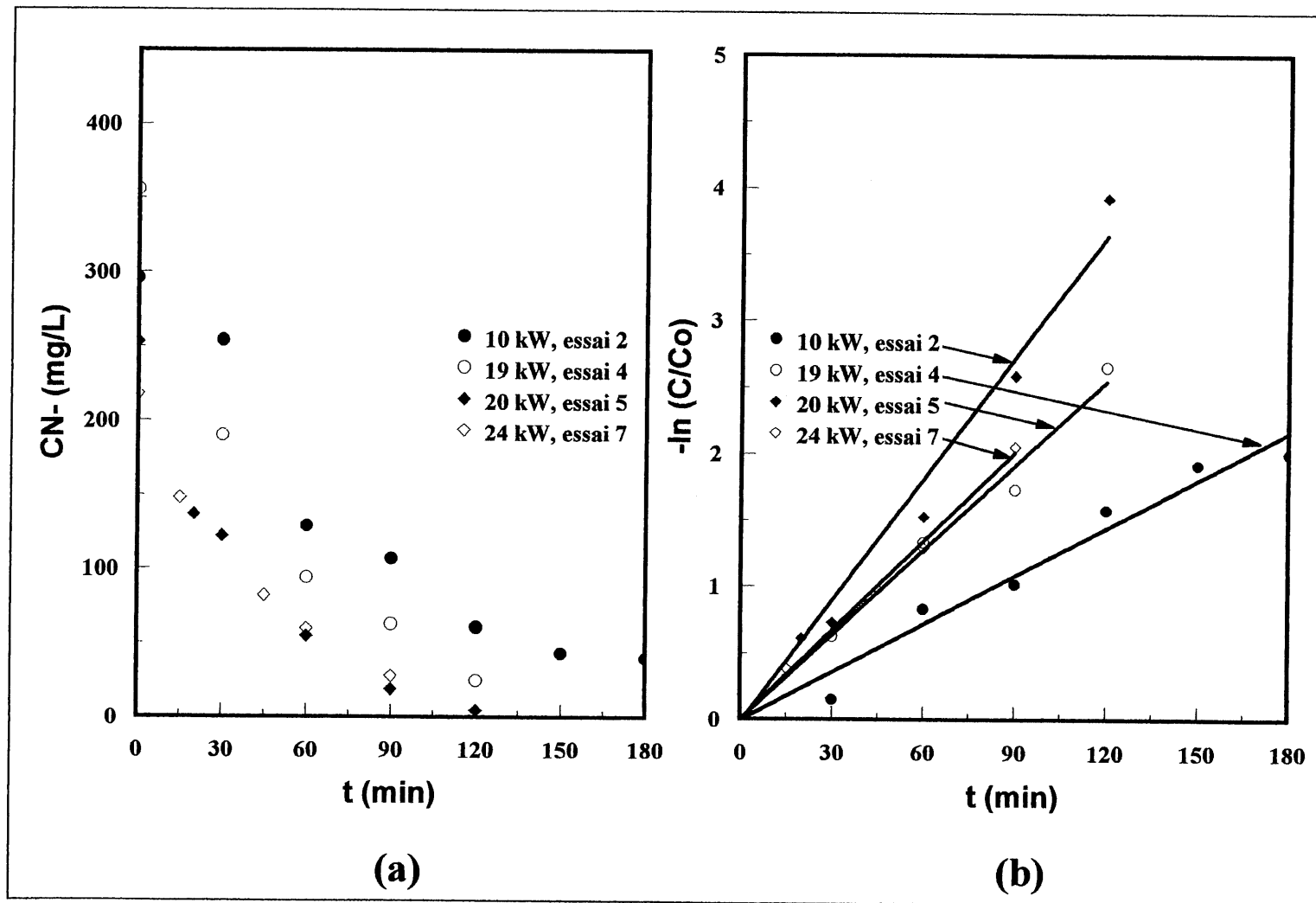


Figure 3.4 Effet de la puissance électrique fournie au chalumeau sur la décomposition des cyanures du lixiviat de brasques usées dans le réacteur plasma. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b)  $-\ln(C/C_0)$  en fonction du temps

Essai 2:  $(dm/dt)/Puissance = 0.29(mgCN^-/s)/(10kW \times 0.35) = 0.084 (mgCN^-/s)/kW$

Essai 5:  $(dm/dt)/Puissance = 0.75(mgCN^-/s)/(20kW \times 0.42) = 0.090 (mgCN^-/s)/kW$

La quantité de cyanures détruite par kW fourni à une puissance totale de 20 kW ou de 10 kW et pour une même concentration en cyanures diffère de seulement 7% (ceci contraste avec la constante obtenue à 20 kW qui est 130% plus élevée).

#### 3.4.7 Effet de l'addition d'air secondaire sur la destruction des cyanures dans le lixiviat

La destruction des cyanures par oxydation avec de l'air est étudiée afin de déterminer si son addition a un impact significatif sur le taux de décomposition. Le pouvoir oxydant de l'air est inférieur à celui du peroxyde d'hydrogène ou de l'ozone, mais ses coûts d'utilisation sont plus bas, ce qui justifie de le regarder de plus près pour un processus industriel. Les résultats obtenus sont présentés sur les figures 3.5 et 3.6. La première observation issue de ces graphiques est que l'addition d'air n'a pas un impact significatif sur le taux de destruction des cyanures totaux dans les conditions étudiées. Cette conclusion a été vérifiée dans le réacteur plasma avec l'addition d'air par la base du réacteur (figure 3.5) et par les orifices de l'enveloppe externe du chalumeau (figure 3.6). À noter que le lixiviat traité lors des essais 4 et 9 est différent de celui traité lors des essais 13, 15, 17 et 19. Le résultat obtenu est le même que celui qui avait été noté par d'autres auteurs tel que mentionné dans la section 1.2.2 [MISHRA et coll., 1987][Tan et coll., 1987].

Bien que l'air ne semble pas affecter le taux de destruction, il faut noter que le lixiviat se teinte de rouge beaucoup plus rapidement lorsque de l'air est ajouté au réacteur. Ceci indique que le fer libéré lors de la destruction des ferrocyanures subit une modification de phase ou chimique en s'oxydant lors du traitement de façon différente selon qu'il y ait ajout d'air ou non. En résumé, il a été trouvé que l'air n'a pas d'effet sur le taux de destruction des cyanures totaux, mais qu'il affecte la vitesse et le degré d'oxydation du fer libéré par les ferrocyanures.

#### 3.4.8 Effet du point d'addition d'eau sur la destruction des cyanures dans le lixiviat

L'effet du point d'addition d'eau semble important lorsque la pente des essais 5 et 9 est comparée sur la figure 3.7(b). Dans l'essai 5, l'eau est ajoutée dans la masse par la base du



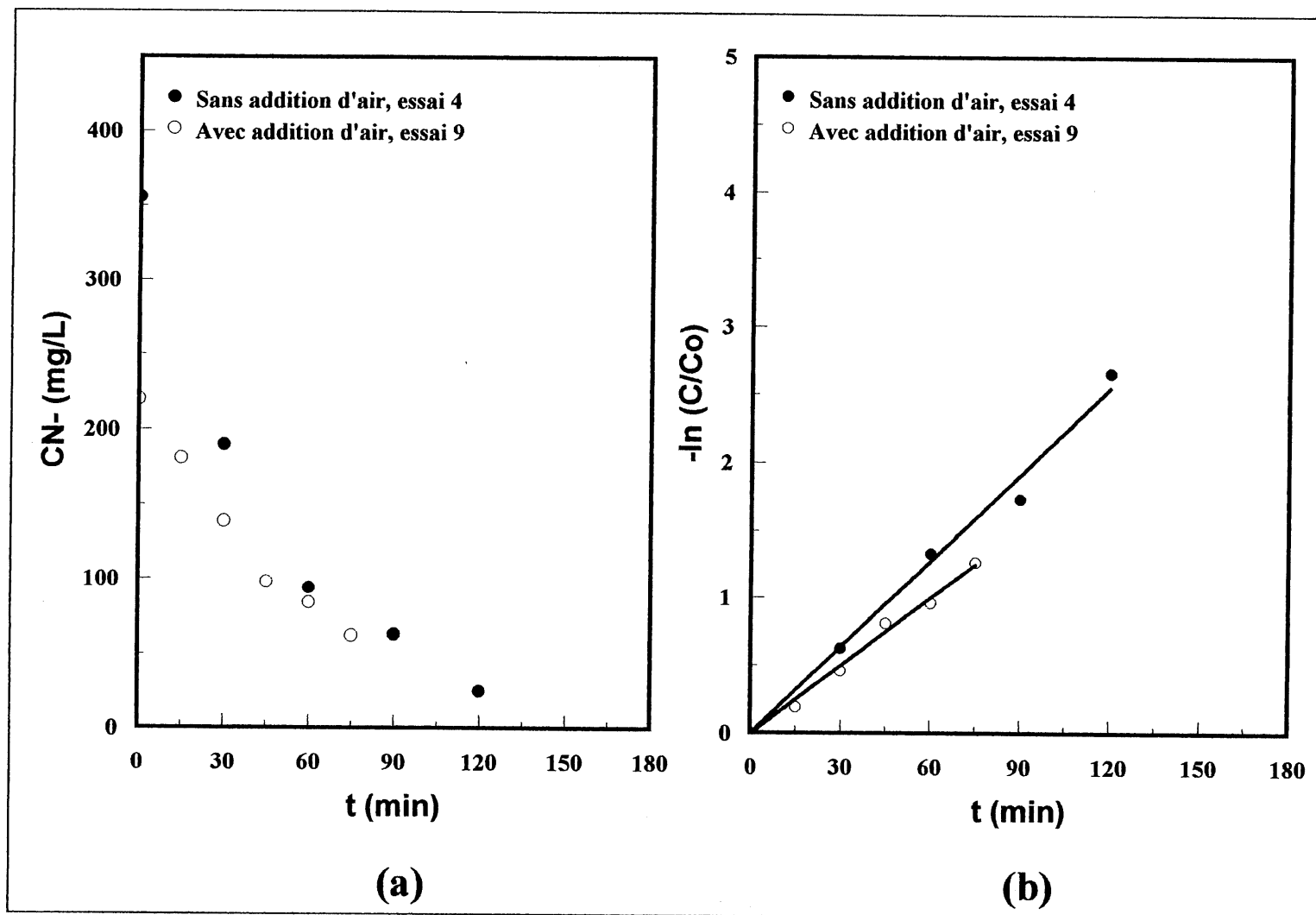


Figure 3.5 Effet de l'addition d'air secondaire à la base du réacteur sur la décomposition des cyanures du lixiviat de brasques usées dans le réacteur plasma. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b)  $-\ln(C/C_0)$  en fonction du temps

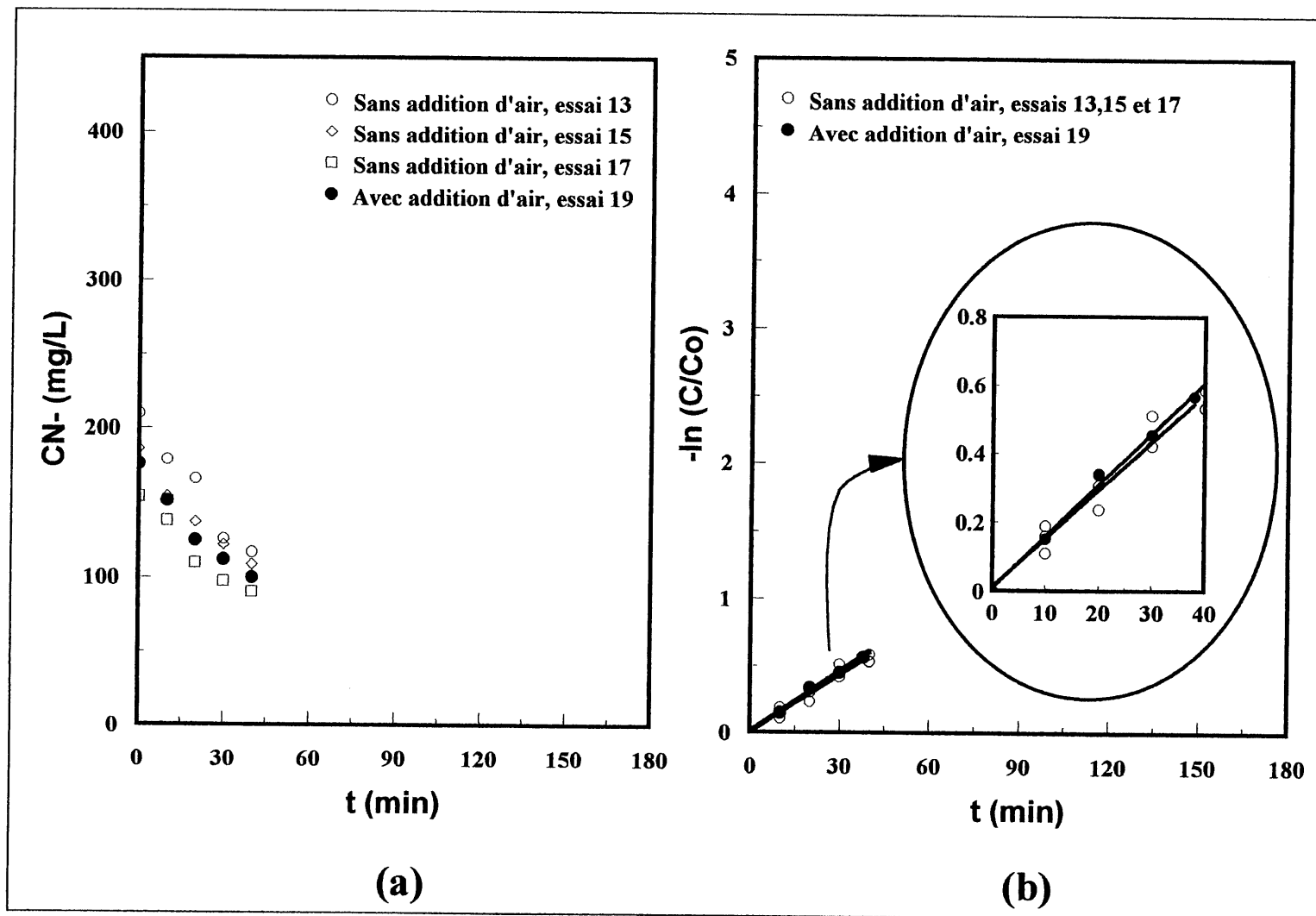


Figure 3.6 Effet de l'addition d'air secondaire par les orifices situés au sommet de l'enveloppe externe du chalumeau sur la décomposition des cyanures du lixiviat de brasques usées dans le réacteur plasma. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b)  $-\ln(C/C_0)$  en fonction du temps

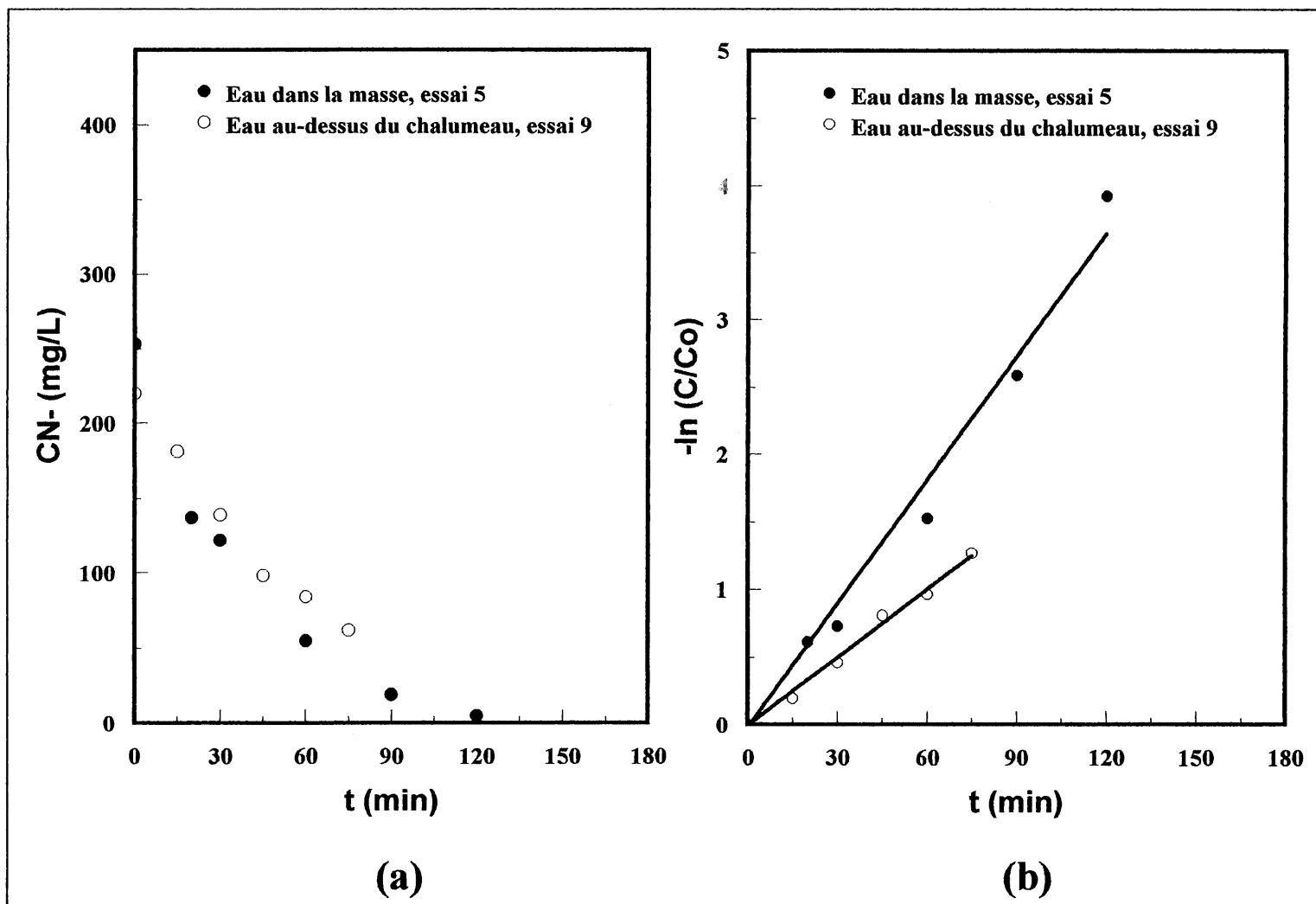


Figure 3.7 Effet du point d'addition de l'eau d'appoint sur la décomposition des cyanures du lixiviat de brasques usées dans le réacteur plasma. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b)  $-\ln(C/C_0)$  en fonction du temps

réacteur, ce qui lui permet de se mélanger de façon relativement homogène avec le reste de la solution avant d'entrer en contact avec le jet de plasma. Lors de l'essai 9, l'eau entre dans le réacteur par les orifices situés à proximité du jet de plasma sur l'enveloppe externe du chalumeau. À ce moment, la surface de contact du plasma disponible pour les cyanures devient plus petite puisque la fraction d'eau en contact avec le jet plasma est accrue. De plus, l'addition d'eau réduit la température autour du plasma. Le résultat attendu est donc une destruction plus faible dans l'essai 9, ce qui est vérifié puisque la constante passe de  $0.51 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$  à  $0.28 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$  avec cette seule modification.

#### 3.4.9 Effet du volume sur la destruction des cyanures dans le lixiviat

Le jet de plasma introduit un fort gradient de température dans le réacteur, or il est connu que la constante cinétique de la réaction d'hydrolyse des cyanures s'accroît avec la température. Par conséquent dans les zones à haute température (à proximité du plasma), la constante cinétique sera plus grande et, pour une même concentration de cyanures dans le lixiviat, le taux de destruction des cyanures sera lui aussi plus grand. Comme le jet de plasma est confiné à une faible partie du réacteur et qu'il est à une température beaucoup plus élevée que l'ensemble du réacteur, plus le volume de solution traité est grand, plus la contribution relative de la zone plasma est faible (contribution zone plasma sur contribution zones plasma et hydrolyse) et plus la concentration en cyanures dans le réacteur est élevée après un même temps de traitement. En effet avec un volume plus grand, le temps de contact moyen entre les cyanures contenus dans la solution et le jet de plasma est plus faible pour un même taux de recirculation de la solution, ce qui donne une concentration plus élevée après un même temps de traitement et une constante inférieure selon la définition donnée par l'équation 3-2(a).

Les résultats obtenus avec un volume de 15 L et de 20 L de lixiviat sont présentés à la figure 3.8. La constante avec 15 L est de  $0.51 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$  et de  $0.32 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$  avec 20 L. La constante indique ce qui adviendra de la concentration en cyanures dans le réacteur, mais elle ne permet pas de comparer le taux de destruction étant donné les volumes de solution traité qui sont différents (formules 3-4 et 3-5 non applicables). Il faut donc procéder autrement et évaluer

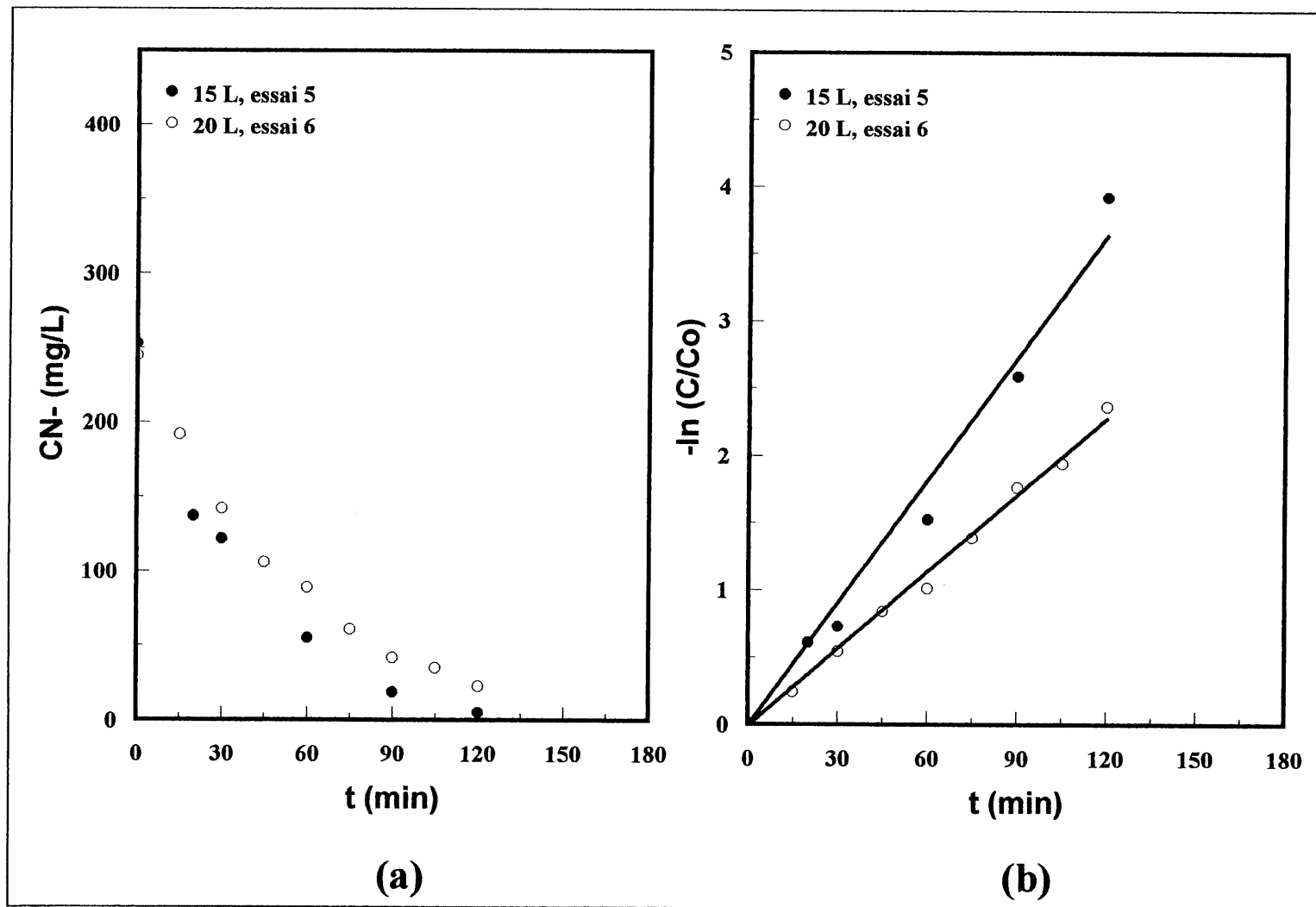


Figure 3.8 Effet du volume de lixiviat dans le réacteur sur la décomposition des cyanures du lixiviat de brasques usées dans le réacteur plasma. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b)  $-\ln(C/C_0)$  en fonction du temps

directement le taux de destruction pour un même lixiviat et à une même concentration en cyanures par la formule 3-3.

Sur la base d'une concentration en cyanures de  $100\text{mgCN}^-/\text{L}$ , les valeurs obtenues sont de:

Essai 5:  $dm/dt = 0.75 \text{ mgCN}^-/\text{s}$

Essai 6:  $dm/dt = 0.64 \text{ mgCN}^-/\text{s}$

L'essai 5 présente un taux de destruction des cyanures légèrement favorable pour un lixiviat semblable avec la même concentration en cyanures. Ceci peut s'expliquer en partie par le comportement du réacteur qui était plus stable lors de l'essai 5 que lors de l'essai 6. Quoiqu'il en soit, des différences beaucoup plus grandes sont observées sur le taux de destruction avec d'autres paramètres que le volume (cf. tableau 3.5).

Pour un même lixiviat et un même temps de traitement, la concentration en cyanures sera donc plus faible dans un réacteur contenant un volume plus faible, mais lorsque la concentration est la même dans les deux lixiviats, leur taux de destruction respectif est rapproché ( $0.75 \text{ mg/s}$  vs  $0.64 \text{ mg/s}$  avec  $100\text{mgCN}^-/\text{L}$ ) et ce taux sera davantage influencé par d'autres paramètres que par le volume.

#### 3.4.10 Effet de l'addition de peroxyde d'hydrogène sur la destruction des cyanures du lixiviat

La figure 3.9 montre les résultats obtenus pour un essai avec addition de  $\text{H}_2\text{O}_2$ . Le taux de destruction est meilleur que celui des essais sans addition de peroxyde. Tel qu'il peut être vu sur la figure 3.9(a), le graphique de  $-\ln(C/C_0)$  en fonction du temps de traitement ne donne pas une droite, ce qui est différent de tous les autres cas étudiés. Il est à noter que la concentration en peroxyde n'est pas connue à un moment donné puisque sa concentration dans le volume réactionnel est inconnue de par sa décomposition en solution. Il n'est pas non plus déterminé pour ce cas si le peroxyde agit sur la destruction des cyanures libres ou sur celle des ferrocyanures et à quel degré par rapport à l'hydrolyse thermique. Malgré tout, après 40 minutes de traitement, l'essai avec addition constante de  $10 \text{ mL/min}$  de  $\text{H}_2\text{O}_2$  à 30% massique donne les

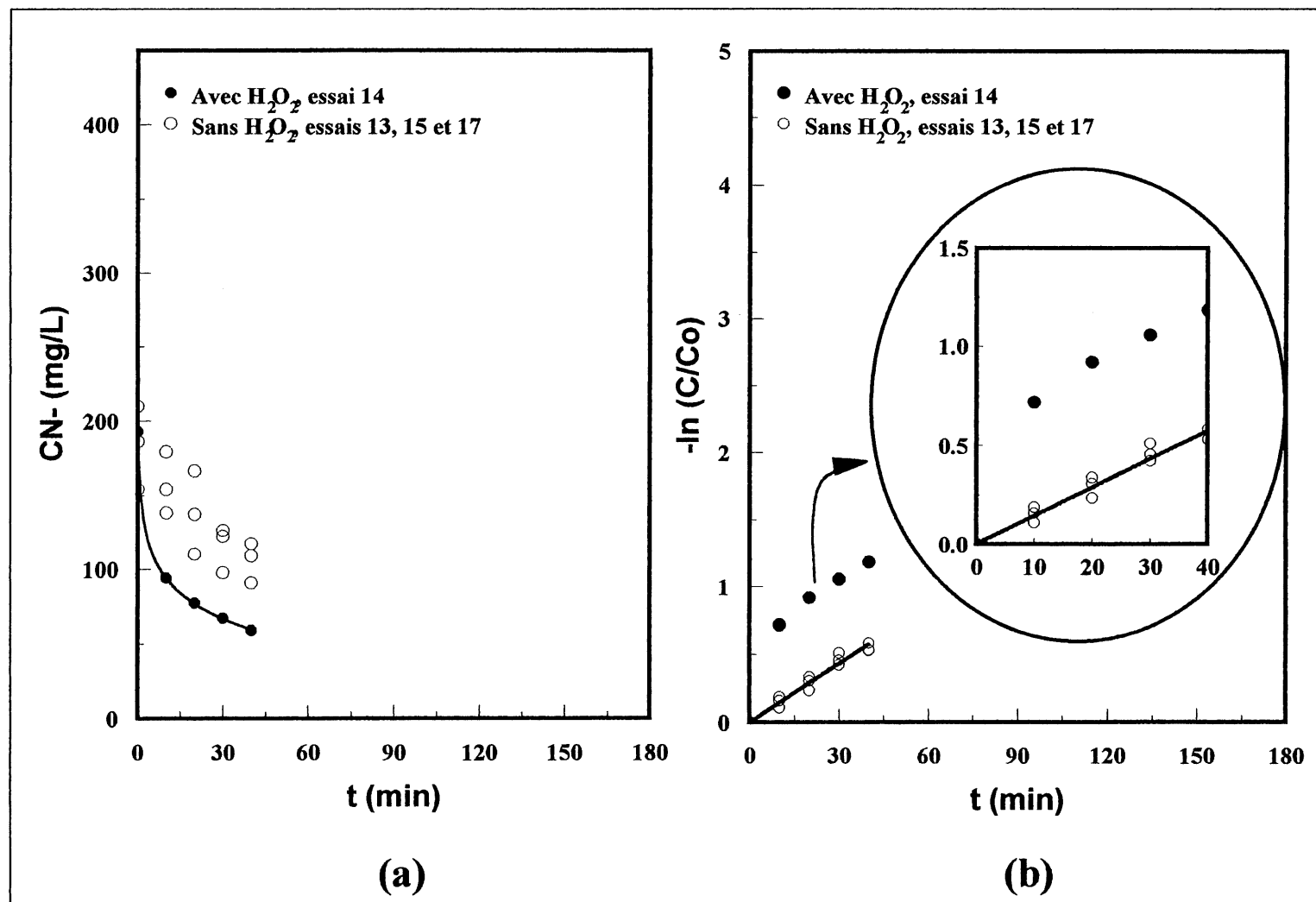


Figure 3.9 Effet de l'addition de peroxyde d'hydrogène sur la décomposition des cyanures du lixiviat de brasques usées dans le réacteur plasma. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b)  $-\ln(C/C_0)$  en fonction du temps

meilleurs résultats de tous les essais discontinus avec ajout d'eau d'appoint à pression atmosphérique effectués avec une destruction des cyanures totaux de 69%, comparativement à 44% lorsqu'il n'y a pas de peroxyde ajouté au système.

#### 3.4.11 Effet du débit de gaz plasmagène sur la destruction des cyanures dans le lixiviat

Le débit de gaz plasmagène rapporté aux conditions ambiantes est augmenté de 26.5 slpm à 38 slpm. La proportion d'azote et d'argon dans le gaz plasmagène est gardée constante dans ces essais. La puissance fournie au chalumeau est elle aussi conservée constante, ce qui a pour effet de donner une enthalpie molaire moyenne (par conséquent une température moyenne du gaz) dans le plasma plus faible à haut débit. Les propriétés de transport du plasma se trouvent donc modifiées, sa température étant inférieure à haut débit. Il n'est pas évident que le fait de modifier des propriétés du plasma par une augmentation du débit volumique d'environ 45% reste sans conséquence par rapport au taux de destruction des cyanures du lixiviat. C'est ce qui est étudié dans cette section.

La figure 3.10 présentent les résultats obtenus entre les deux débits. Avec le degré de sensibilité des tests effectués, il ressort que le débit de gaz plasmagène n'est pas significatif sur le taux de destruction des cyanures dans le lixiviat puisque la constante est de  $0.24 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$  à faible débit et de  $0.25 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$  à haut débit.

#### 3.4.12 Effet de la concentration initiale de cyanures contenus dans le lixiviat

Pour vérifier l'effet de la concentration en cyanures sur le taux de destruction dans le réacteur plasma, des brasques de même origine sont lixiviées avec un ratio de dilution de liqueur caustique différent. Ainsi, une partie des brasques est diluée 6X durant la lixiviation tandis qu'une autre partie est diluée 10X. Comme dans tous les autres cas dont il est question dans ce mémoire, le lixiviat est préparé par Alcan International Ltée au Centre de Recherches et Développement d'Arvida. Le lixiviat obtenu par la dilution 6X est plus concentré en cyanures de même qu'en tous les autres éléments extraits par l'étape de lixiviation, dont les fluorures. À noter que même si la concentration totale en cyanures est plus élevée à faible dilution, la proportion des différentes espèces de cyanures (libres, ferrocyanures, thiocyanates, ...) par



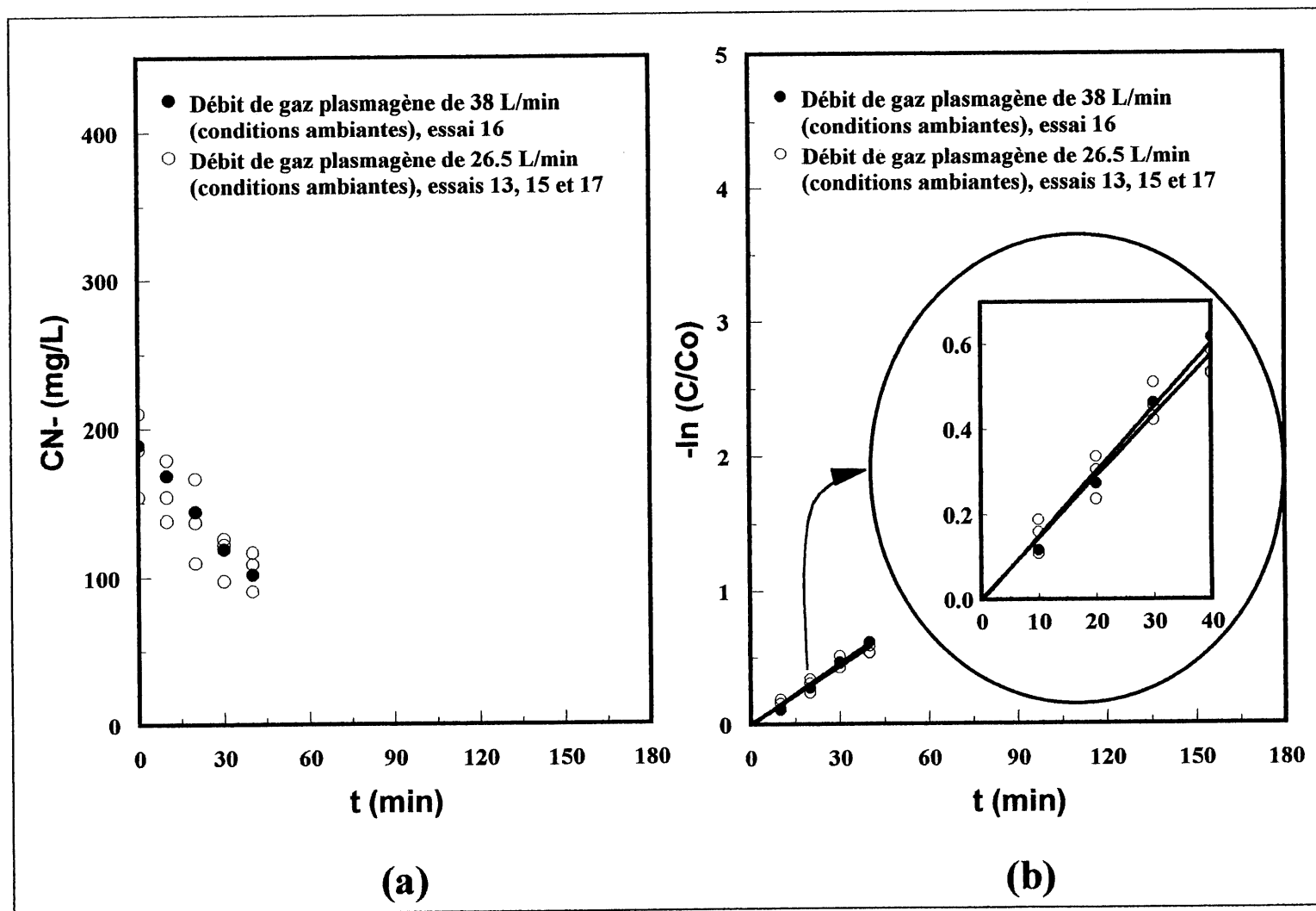


Figure 3.10 Effet du débit de gaz plasmagène sur la décomposition des cyanures du lixiviat de brasques usées dans le réacteur plasma.  
 (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b)  $-\ln(C/C_0)$  en fonction du temps

rapport aux cyanures totaux devrait être à peu près la même peu importe la dilution puisque les brasques traitées sont de même origine.

Outre le taux de dilution du lixiviat, les autres paramètres d'opération dans le réacteur plasma sont conservés constants afin de pouvoir porter une conclusion sur ces essais. Les résultats sont présentés sur la figure 3.11. La constante obtenue à une dilution de 6X et avec une concentration initiale en cyanure totaux de 354 mg/L est de  $0.21 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$ . Avec une dilution de 10X et une concentration initiale moyenne portant sur trois essais de 183 mg/L, elle est de  $0.24 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$ . Comme un seul essai est effectué avec un taux de dilution de 6X, la différence ne peut être considérée significative et il peut être conclu que la concentration initiale en cyanures totaux n'affecte pas de façon significative la constante obtenue.

Il est aussi possible de comparer ce qui adviendra du taux de destruction pour ces lixiviats de concentration initiale différente une fois qu'ils ont atteint la même concentration en cyanures et pour un même volume traité. Par exemple, quel sera leur taux de destruction respectif une fois qu'ils auront atteint une concentration en cyanures de 100mg/L? La réponse à cette question est obtenue en faisant le ratio des constantes, soit  $0.24 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1} / 0.21 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1} \approx 1$ . Ainsi, pour un même volume traité et indépendamment de la concentration initiale en cyanures, le taux de destruction est semblable lorsque la concentration en cyanures est la même (le taux de destruction des cyanures sera toutefois plus élevé avec une concentration de cyanures plus grande).

#### 3.4.13 Effet comparatif de la configuration des réacteurs II et III sur la destruction des cyanures dans le lixiviat

Le majeure partie du réacteur II est faite de Pyrex®, ce qui permet de bien observer l'hydrodynamique qui prend place dans le réacteur, mais ce qui limite la pression d'opération maximale possible. Afin de pouvoir traiter le lixiviat sous une pression relative pouvant atteindre 1.5 MPa, le réacteur III est construit. Ce réacteur est quasi semblable au réacteur II, les différences étant qu'il est fabriqué en acier inoxydable, que le passage de la section inférieure à la section supérieure se fait par un cône et qu'il compte un hublot à sa base et à son sommet. La

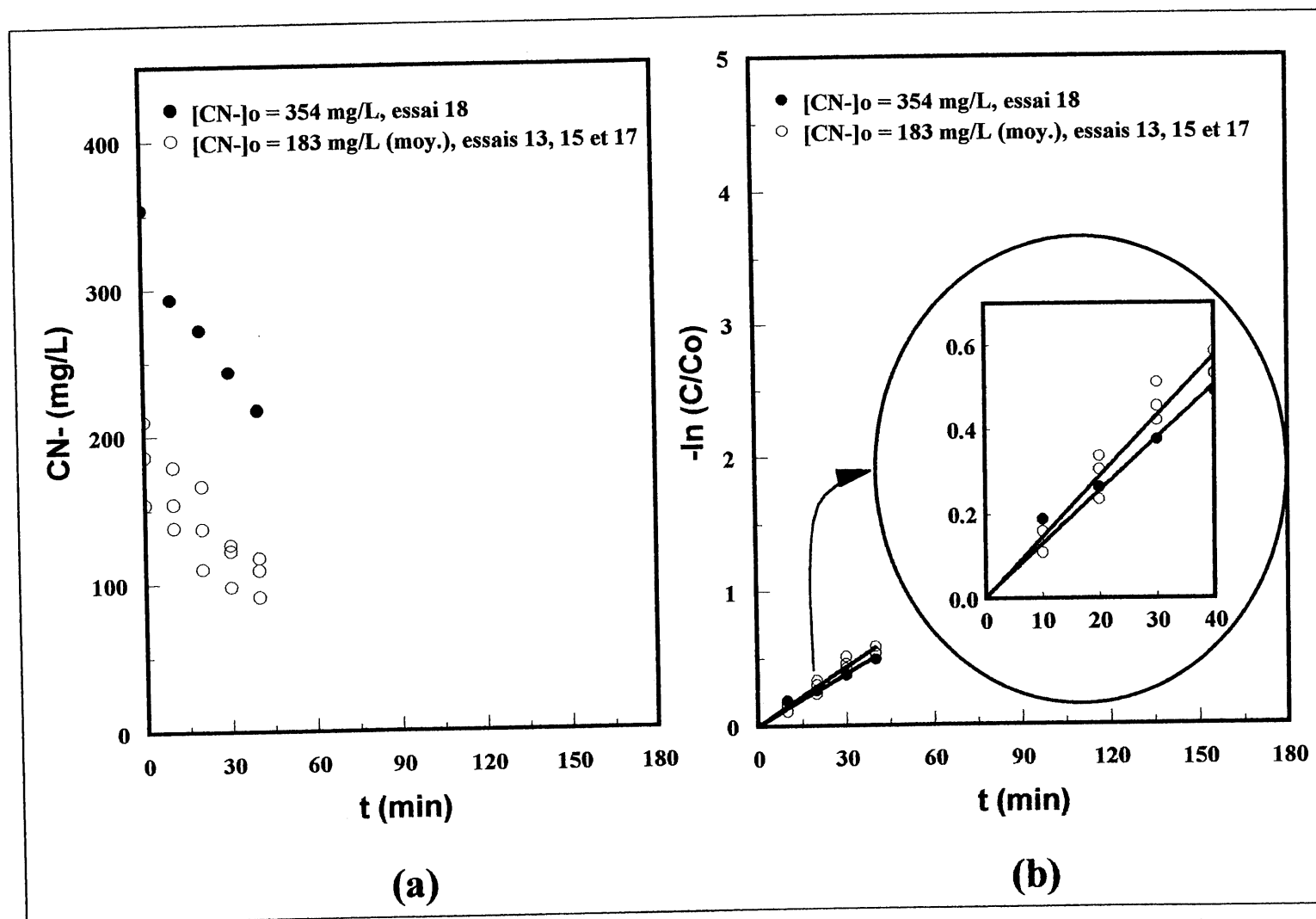


Figure 3.11 Effet de la concentration initiale en cyanures totaux sur la décomposition des cyanures du lixiviat de brasques usées dans le réacteur plasma. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b)  $-\ln(C/C_0)$  en fonction du temps

géométrie des deux réacteurs n'étant pas précisément la même et le matériau de fabrication étant différent, il est préférable de vérifier si ces paramètres ont un impact sur le taux de destruction des cyanures obtenu en conservant les autres paramètres d'opération constants. La figure 3.12 illustre les résultats obtenus.

D'après cette figure, il est clair qu'avant 90 minutes, les deux tests donnent des résultats semblables. Les différences observables après 90 minutes semblent causées par la dilution de la solution lors de l'essai 12/III, i.e. que l'addition d'eau d'appoint est plus grande que la quantité évaporée. Cette conclusion est supportée par la bilan massique (cf. section 3.8) qui montre que pour l'essai 12/III, la dilution est d'environ 11%. À l'inverse, pour l'essai 5/II, la solution est concentrée d'environ 5%. La dilution de la solution lors de l'essai 12/III explique aussi l'allure de la courbe sur le graphique 3.12 (b) qui s'approche de celle d'une courbe exponentielle de par la réduction de la concentration en cyanures qu'elle cause.

S'il est fait exception de l'erreur causée par la dilution de la solution, il peut être conclu que la configuration des réacteurs II et III a un effet comparable sur le taux de destruction des cyanures du lixiviat.

#### 3.4.14 Effet de la température et de la pression sur la destruction des cyanures dans le lixiviat et comparaison avec les résultats obtenus dans un réacteur pressurisé

L'essai 11/III a comme objectif d'évaluer l'effet d'une température et d'une pression relative d'opération plus élevée dans le réacteur (169°C et 1.2 MPa) en mode discontinu. Tel qu'expliqué dans la section 3.2.1 et tel qu'illustré sur la figure 3.13, l'atteinte des conditions expérimentales se fait en trois étapes. Premièrement, la solution est chauffée à pression atmosphérique jusqu'à sa température d'ébullition. La deuxième étape consiste à accroître la pression d'opération dans le réacteur tout en continuant de chauffer la solution. La température augmente donc toujours jusqu'à ce qu'un nouveau point d'ébullition soit atteint. Tout au long de la deuxième étape, le débit de gaz plasmagène est progressivement augmenté. Finalement, la troisième étape commence quand les conditions de température et de pression désirées sont atteintes. À noter que l'efficacité énergétique du chalumeau est fortement diminuée à cette

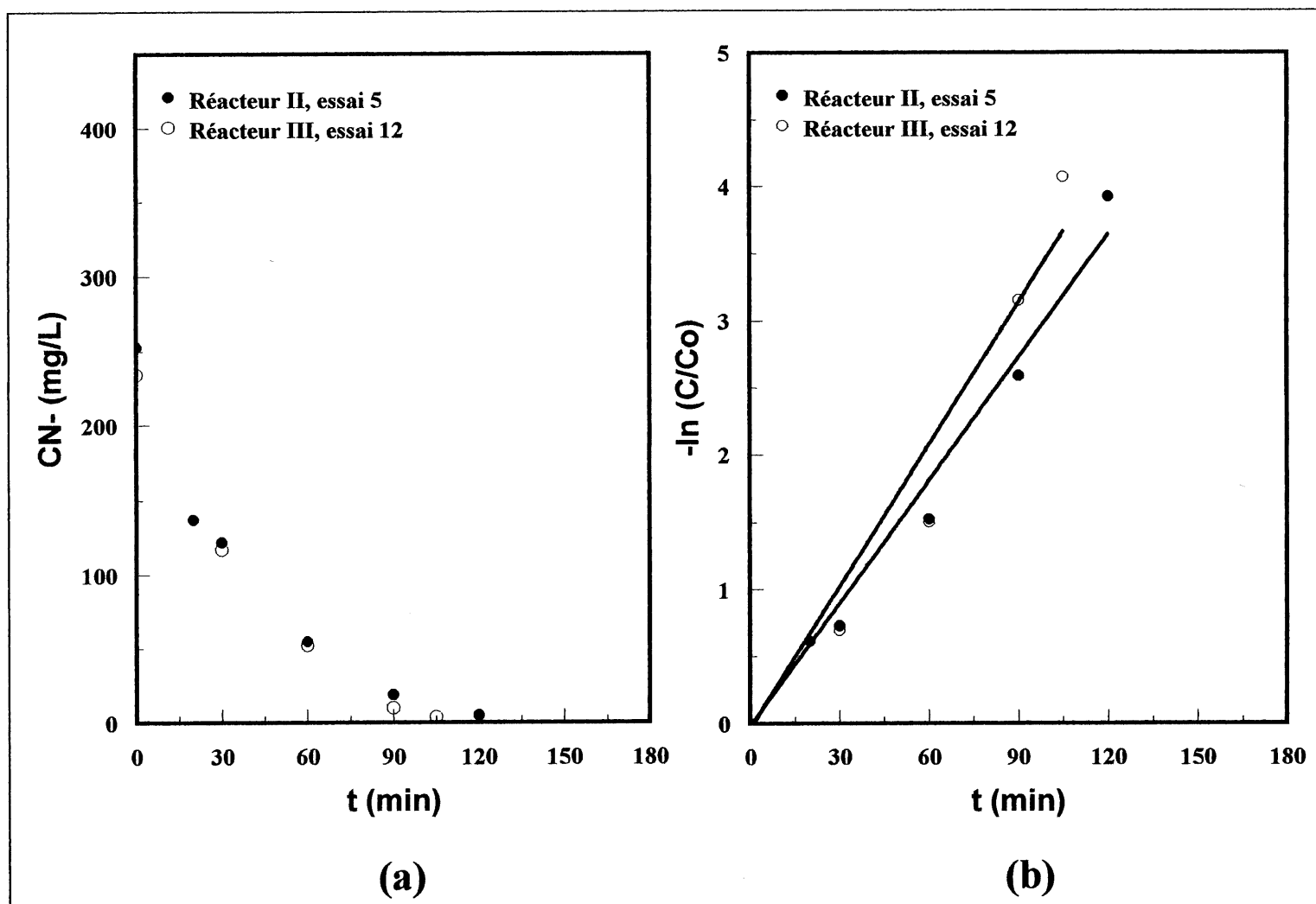


Figure 3.12 Effet de la configuration des réacteurs II et III sur la décomposition des cyanures du lixiviat de brasques usées dans le réacteur plasma. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b)  $-\ln(C/C_0)$  en fonction du temps

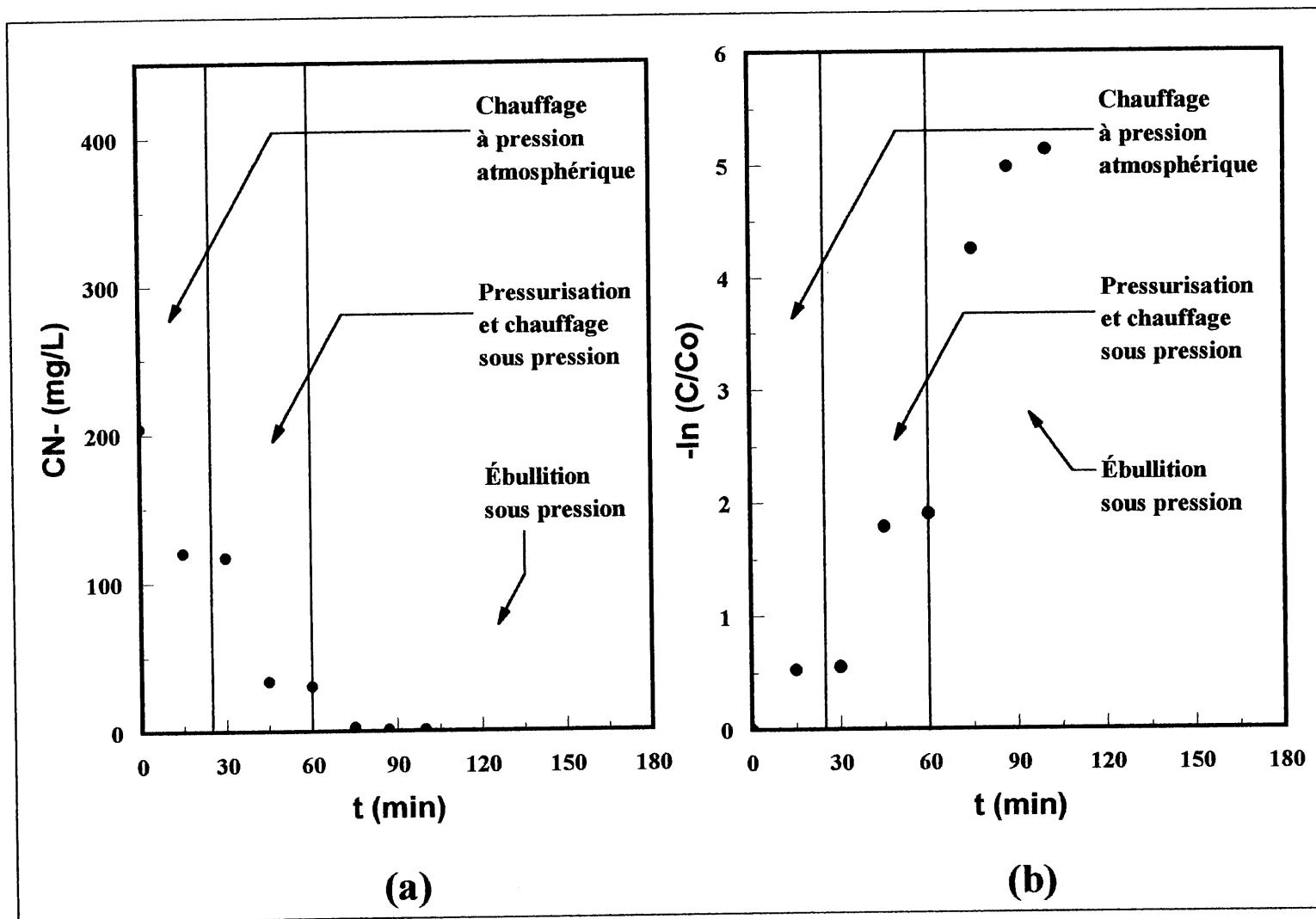


Figure 3.13 Effet de la température et de la pression d'opération sur la décomposition des cyanures du lixiviat de brasques usées dans le réacteur plasma. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b)  $-\ln(C/C_0)$  en fonction du temps

pression (25%, cf. section 3.7). D'après la figure 3.13, 60 minutes après le début de l'étape 2, la concentration de cyanures totaux est diminuée à 1 mg/L. Si seule l'étape 3 est considérée, la majeure partie des cyanures est déjà décomposée au départ puisqu'il n'en reste que 30 mg/L lorsque les conditions d'opération voulues sont atteintes. Ceci rend difficile la mesure quantitative du taux de destruction. Néanmoins, à partir de ces données, une constante d'approximativement  $3 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$  est obtenue à 169°C, ce qui est 5 fois plus rapide que le meilleur résultat obtenu à 100°C lors de l'essai 12/III où  $k_p = 0.59 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$ .

Pour comparer la constante donnée dans le réacteur plasma avec celle donnée par l'hydrolyse thermique seule, un lixiviat identique (provenant du même baril) est traité dans des conditions de températures similaires dans un réacteur discontinu agité sous pression (réacteur Parr). Ces essais sont effectués au Centre de recherche et développement d'Arvida de la compagnie Alcan International Ltée. Les températures d'essai sont de 100°C et de 170°C et les résultats sont donnés dans une communication privée [KASIREDDY, 1996b]. Pour un même volume traité et la même concentration en cyanures du lixiviat, la différence des taux de destruction sera proportionnelle à la différence des constantes (cf. équation 3-4) et le ratio des taux de destruction sera égal au ratio des constantes (cf. équation 3-5). Le tableau 3.6 rapporte les valeurs pertinentes à la comparaison de deux types de réacteur.

TABLEAU 3.6 COMPARAISON DE LA CONSTANTE DE DESTRUCTION DES CYANURES CONTENUS DANS LE LIXIVIAT PAR RAPPORT À LA CONCENTRATION EN CYANURES TOTAUX DANS LE RÉACTEUR PLASMA ET LE RÉACTEUR AGITÉ SOUS PRESSION (PARR)

T (°C)	1000 x $k_p$ réact. plasma ( $\text{s}^{-1}$ )	1000 x $k_p$ réact. Parr ( $\text{s}^{-1}$ )	Ratio $k_p$ Parr:Plasma ( $\text{s}^{-1}:\text{s}^{-1}$ )	1000 x [( $k_p$ ) <sub>plasma</sub> -( $k_p$ ) <sub>Parr</sub> ] ( $\text{s}^{-1}$ )
100	0.59	0.04	7:93	0.55
170	3	1.85	38:62	1

Plusieurs conclusions peuvent être tirées de ce tableau. Premièrement, pour une même concentration en cyanures et un même volume traité, le réacteur plasma donne un taux de destruction supérieur au réacteur agité sous pression dans les conditions testées. Tel que démontré par les formules 3-4 et 3-5 (cf. section 3.4.2), cette conclusion s'appuie sur le ratio ou

sur la différence des constantes. Ce résultat était attendu puisque le réacteur plasma compte, en plus de la zone de destruction par hydrolyse thermique, une zone de destruction des cyanures par effet plasma (le réacteur agité sous pression ne compte que la zone d'hydrolyse thermique). Deuxièmement, la contribution relative de la zone de destruction par hydrolyse par rapport à la zone plasma augmente avec la température. Ainsi la contribution due à l'hydrolyse passe de 7% à 38% entre 100°C et 170°C. Ceci ne veut cependant pas dire que la contribution absolue de la zone plasma soit diminuée puisque si l'on considère la constante due à l'effet plasma comme étant la différence entre la constante du réacteur plasma et celle du réacteur agité sous pression, la destruction totale due à la zone plasma est augmentée passant de  $0.55 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$  à  $1 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$  sur la même plage de température. Il peut donc être déduit de ces deux remarques qu'entre 100°C et 170°C la contribution de l'hydrolyse et la contribution du plasma sur la destruction des cyanures sont toutes deux augmentées avec une augmentation plus grande pour l'hydrolyse que pour le plasma.

#### 3.4.15 Effet de la nature du lixiviat

Comme il a été vu dans le chapitre d'introduction, les brasques usées n'ont pas toutes la même composition. Ainsi un lixiviat pourra avoir une teneur plus élevée en ferrocyanures qu'un autre lixiviat. Leur traitement demande par conséquent un procédé suffisamment robuste pour accepter une matière première qui varie. Afin de vérifier la capacité du réacteur plasma à détruire des cyanures de natures et de concentrations variables, des essais dans des conditions similaires sont effectués avec deux lixiviats différents nommés lixiviat 1 et lixiviat 2. Deux essais sont faits avec le lixiviat 1 (essais 5/II et 12/III) et trois essais sont faits avec le lixiviat 2 (essais 13/II, 15/II et 17/II). La figure 3.14 présente les résultats donnés par ces essais. Il apparaît que la nature du lixiviat 1 rend plus facile la destruction de ces cyanures que la nature du lixiviat 2 (dans la section 3.4.17, il sera vu que certaines espèces de cyanures se décomposent plus facilement que d'autres). La constante du lixiviat 1 est de  $0.55 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$  par rapport à  $0.24 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$  pour le lixiviat 2. Selon l'équation 3-5, cela veut dire qu'à une même concentration en cyanures des lixiviats et pour un volume traité, le taux de destruction des cyanures sera 2.3 fois plus élevé avec le lixiviat 1. Les lixiviats traités ici proviennent de sources différentes et



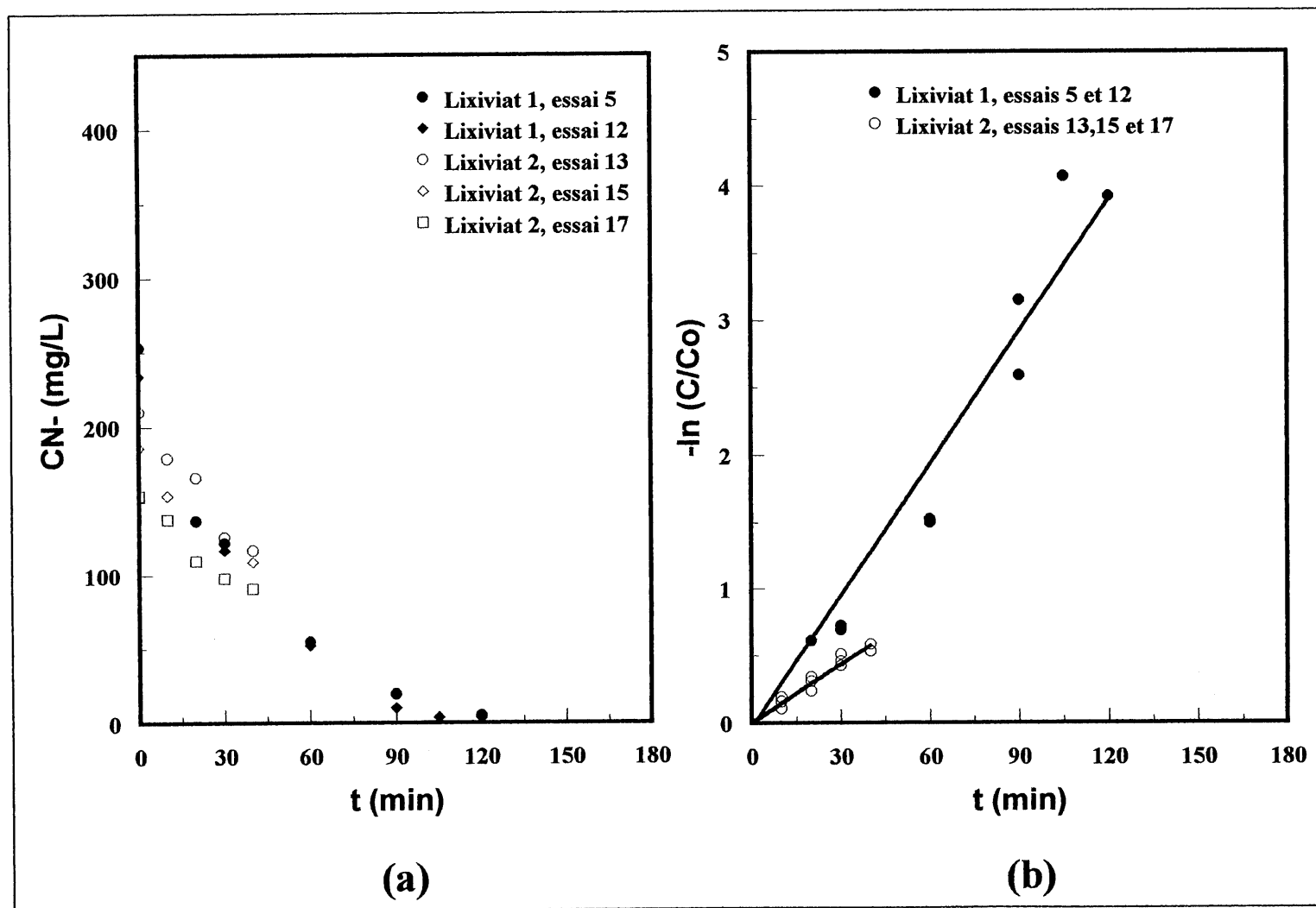


Figure 3.14 Effet de la nature du lixiviat traité sur la décomposition des cyanures du lixiviat de brasques usées dans le réacteur plasma. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b)  $-\ln(C/C_0)$  en fonction du temps

n'ont pas la même composition. Les résultats permettent donc de conclure que la constante et le taux de destruction peuvent varier selon la nature du lixiviat à traiter.

#### 3.4.16 Effet du tube de recirculation sur la destruction des cyanures dans le lixiviat

Le tube de recirculation est placé dans le réacteur pour ramener le lixiviat vers le jet de plasma. Il a aussi un impact sur les l'hydrodynamique prévalant dans le réacteur. Les paramètres étudiés par rapport au tube de recirculation sont sa présence dans le réacteur, son matériau de fabrication et sa géométrie. Ainsi un essai est fait sans tube de recirculation pour étudier son impact par rapport au taux de destruction des cyanures, puis d'autres essais sont faits avec un tube de recirculation fabriqué à partir d'une géométrie et d'un matériau différents.

L'essai 10/II est fait sans tube de recirculation avec des conditions d'opération similaires à celles de l'essai 2/II. La figure 3.15 présente les résultats obtenus. La constante de l'essai 10/II n'est pas déterminée parce qu'il n'est pas clair que la figure  $-\ln(C/C_0)$  en fonction du temps de traitement donne une droite. De plus, le réacteur se comporte de façon beaucoup moins stable sans le tube de recirculation. Ceci peut entraîner une non-homogénéité de la solution dans le réacteur et des zones à faible ou forte concentration en cyanures. Étant donné les instabilités lors de cet essai, il a fallu l'interrompre après 50 minutes.

Les essais portant sur le matériau et la géométrie du tube de recirculation sont faits avec des tubes cylindriques en acier inoxydable et en quartz de dimensions similaires, puis avec un tube venturi en acier inoxydable. Les autres conditions d'expérimentation sont similaires à celles de l'essai 5/II. Les dimensions des tubes de recirculation sont données sur la figure 3.16 et les résultats obtenus lors de ces essais dans le tableau 3.7.

Les résultats montrent que peu importe que le matériau de fabrication du tube de recirculation soit du quartz ou de l'acier inoxydable, la constante obtenue est à peu près la même. Ensuite, il est montré que le venturi tel que conçu n'améliore pas le taux de destruction des cyanures, même qu'il semble plutôt le réduire. Il existe probablement une meilleure façon de concevoir le tube de recirculation pour améliorer le taux de destruction, cependant tant que les

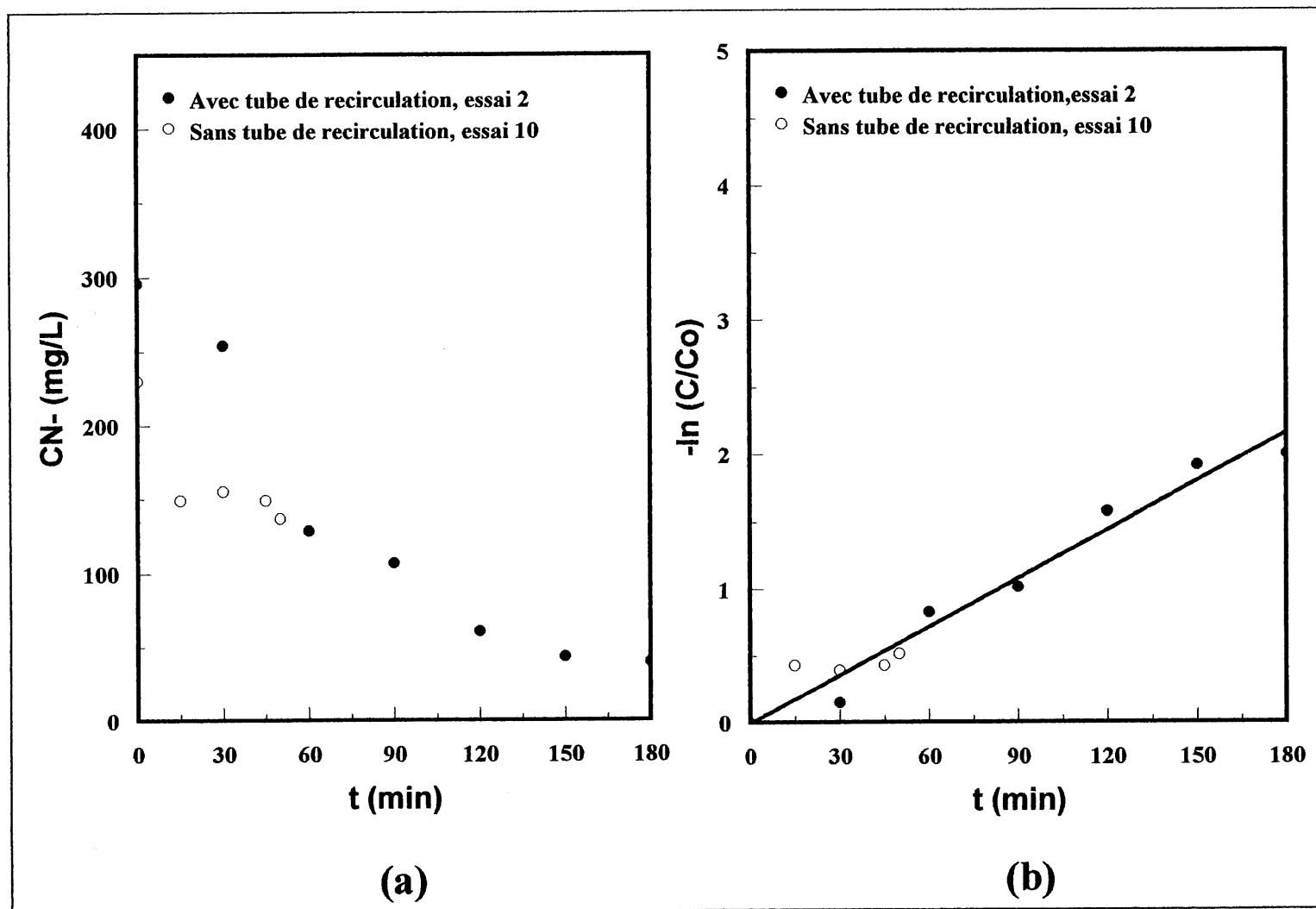


Figure 3.15 Effet du tube de recirculation sur la décomposition des cyanures du lixiviat de brasques usées dans le réacteur plasma. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b)  $-\ln(C/C_0)$  en fonction du temps

connaissances fondamentales des mécanismes réactionnels de la destruction des cyanures dans la région du plasma et de l'hydrodynamique des écoulements dans le réacteur resteront partiellement connus, il sera difficile de l'optimiser autrement que par études paramétriques. Par ailleurs, comme l'optimisation du tube de recirculation n'est pas considérée comme essentielle à ce moment, il ne s'en sera pas fait davantage sur ce sujet.

TABLEAU 3.7 RÉSULTATS OBTENUS DES ESSAIS DE MATÉRIAU ET GÉOMÉTRIE DU TUBE DE RECIRCULATION

Tube de recirculation utilisé	Temps d'essai à partir du démarrage du chalumeau (min)	[CN <sup>-</sup> ] totaux (mg/L)	-ln (C/C <sub>0</sub> )	1000 x k <sub>p</sub> (s <sup>-1</sup> )
1	0	273	0	0.31
	40	129	0.75	
2	0	283	0	0.34
	40	125	0.82	
3	0	283	0	0.29
	40	140	0.70	
3	0	279	0	0.26
	75	86	1.18	

#### 3.4.17 Analyse détaillée de la décomposition des cyanures en fonction de leur nature

L'analyse détaillée des différentes espèces de cyanures présentes dans le réacteur est faite au cours de l'essai 6/II. Les cyanures totaux sont caractérisés à l'Université de Sherbrooke par électrode sélective et au Centre de recherche et développement d'Arvida d'Alcan International Ltée par chromatographie ionique. Toutes les autres espèces sont analysées par chromatographie ionique au CRDA uniquement. Les points de la figure 3.17(b) peuvent être reliés par une droite et par conséquent, la concentration en cyanures en tout temps est prévisible dans le réacteur. De même, la décomposition des thiocyanates et des cyanures libres donne une droite, cependant la décomposition des ferrocyanures adopte un comportement différent d'après ces résultats. Les figures 3.17(a) et 3.17(b) révèlent aussi que les cyanures libres sont détruits relativement rapidement, tandis que les ferrocyanures sont l'espèce qui se décompose le plus lentement. Il importe de ne pas perdre de vue que ces observations ne sont basées que sur les résultats d'un

seul essai. Il serait préférable de répéter ces analyses dans plusieurs conditions différentes avant de pouvoir en tirer des conclusions sûres.

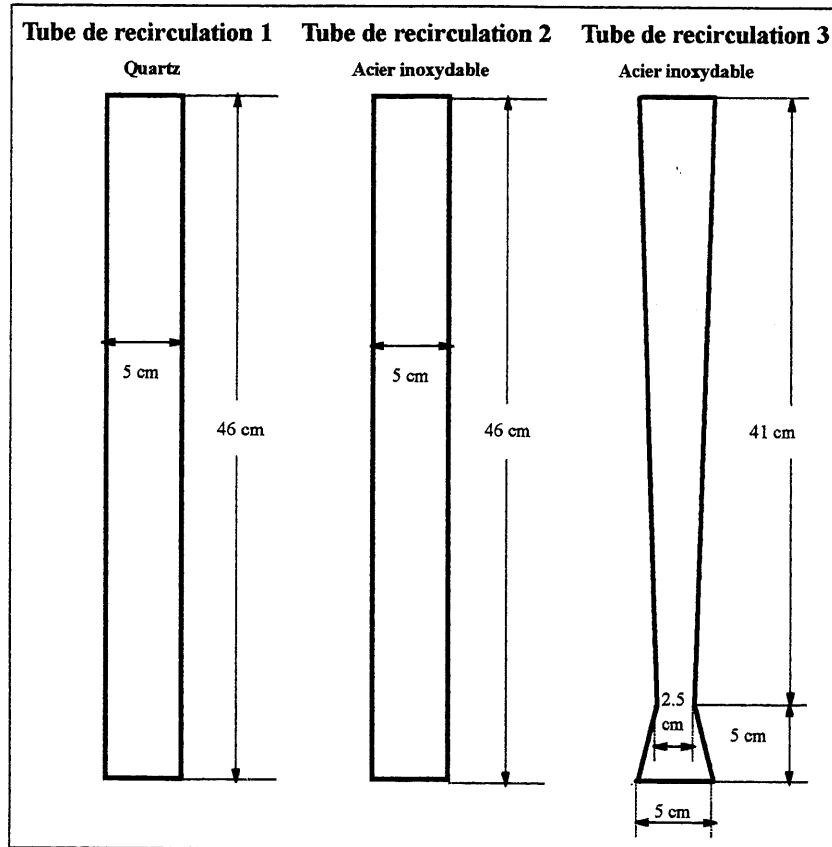


Figure 3.16 Dimensions et matériau des tubes de recirculation étudiés

### 3.5 Résultats de l'essai continu

Deux débits différents d'addition de lixiviat sont ajoutés et retirés du réacteur lors de l'essai continu, soit 180 ml/min et 250 ml/min. Pour ces deux cas, la température d'opération est maintenue aux environs de 180°C. L'ensemble des conditions d'opération est donnée dans le tableau 3.8. À l'atteinte du régime permanent, la concentration de cyanures totaux dans le réacteur est de 28 mg/L à 180 ml/min et 36 mg/L à 250 mL/min. La figure 3.18 présente les concentrations en cyanures obtenues dans le réacteur en fonction du temps.

Avec une alimentation dont la concentration en cyanures est de 228 mg/L, la destruction des cyanures à 250 mL/min est de 48 mg/min et à 180 mL/min de 36 mg/min. Ce résultat n'est

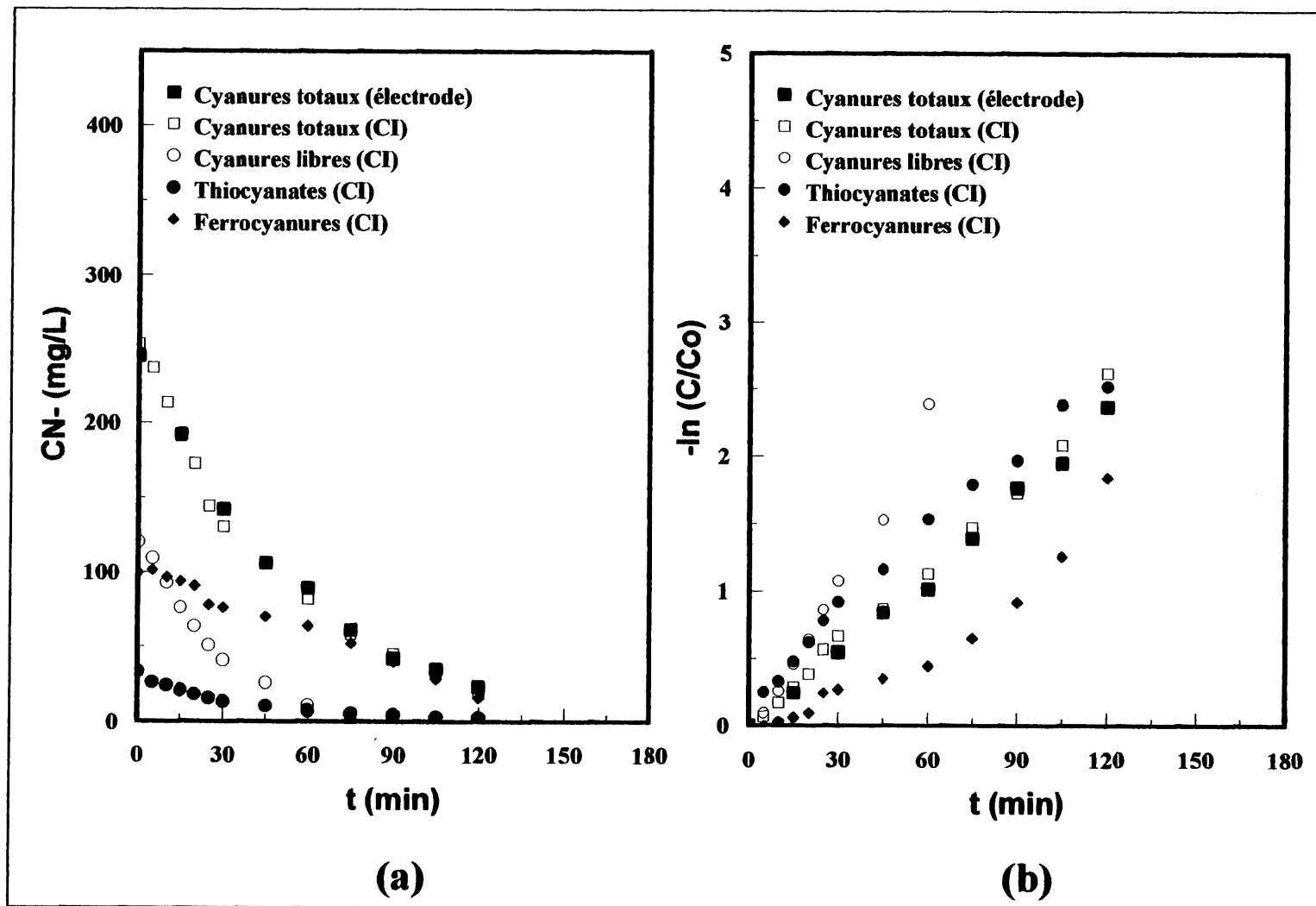


Figure 3.17 Analyse détaillée de la décomposition des cyanures selon leur nature dans le réacteur plasma. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b)  $-\ln(C/C_0)$  en fonction du temps

TABLEAU 3.8 CONDITIONS D'OPÉRATION ET DÉCOMPOSITION DES CYANURES AVEC LE LIXIVIAT DE BRASQUES USÉES POUR LES TROIS ÉTAPES DES ESSAIS CONTINUS

Étape 1: CHAUFFAGE À PRESSION ATMOSPHÉRIQUE

Essai/ Réacteur	Gaz plasma		Masse initiale (kg)	Volume initial (L)	Concn initiale NaOH approx. (g/L)	Temps initial (min)	Temps final (min)	Pres- sion rela- tive (MPa)	Tempé- rature finale (°C)	Anti- mousse	Puiss. chalu- meau (kW)	Air (slpm)	Point addn eau *	Concentration en cyanures totaux** (temps d'essai)  (mg CN/L) (min)					
	N <sub>2</sub>	Ar																	
C1/III	0	25	15.6	15.5	32	0	23	0	94	non	11	5	enve- loppe	228 (0)					

Étape 2: PRESSURISATION ET CHAUFFAGE SOUS PRESSION

Essai/ Réacteur	Gaz plasma		Temps initial (min)	Temps final (min)	Pres- sion (atmg)	Tempé- rature finale (°C)	Anti- mousse	Puiss. chalu- meau (kW)	Air (slpm)	Concentration en cyanures totaux** (temps d'essai)  (mg CN/L) (min)		
	N <sub>2</sub>	Ar										
C1/III	0	90	23	64	12.7	185	non	24	5	143 (30)	124 (41.4)	11 (60)

\* : l'addition d'eau d'appoint se fait par les orifices du sommet de l'enveloppe externe du chalumeau ou par la base du réacteur dans la masse de solution.

\*\* : la micro-distillation des cyanures est faite selon la méthode Lachat 911121 avec le tube collecteur complété à 5 mL avec de l'eau déminéralisée et dilution à 5X ou 10X du distillat recueilli avec une solution NaOH à 8 g/L.

TABLEAU 3.8 (SUITE...)

## Étape 3: OPÉRATION CONTINUE À HAUTE TEMPÉRATURE ET HAUTE PRESSION

Essai/ Réacteur	Gaz plasma		Temps initial	Temps final	Pression	Tempé- rature	Anti- mousse	Puiss. chalu- meau	Air	Addition d'eau	Débit lixivi- at entrée	Débit lixivi- at sortie	Concentration en cyanures totaux** (temps d'essai)  (mg CN-/L) (min)						
	(slpm)		(min)	(min)	(atmg)	(°C)		(kW)	(slpm)	(ml/min)	(ml/min)	(ml/min)							
	N <sub>2</sub>	Ar																	
C1/III	0	90	64	150	12.7	181	non	24	5	50	180	180	14 (70)	25 (85)	27 (95)	27 (105)	30 (115)	28 (130)	26 (140)
C1/III	0	90	150	178	12.7	180	non	24	5	50	250	250	30 (155)	32 (161)	38 (170)	36 (178)			

\* : les débits de gaz plasmagènes et d'air secondaire sont rapportés aux conditions ambiantes.

\*\* : l'addition d'eau d'appoint se fait par les orifices du sommet de l'enveloppe externe du chalumeau ou par la base du réacteur dans la masse de solution.

\*\*\* : la micro-distillation des cyanures est faite selon la méthode Lachat 911121 avec le tube collecteur complété à 5 mL avec de l'eau déminéralisée et dilution à 5X ou 10X du distillat recueilli avec une solution NaOH à 8 g/L.



pas surprenant puisque plus l'alimentation est concentrée, plus grande est la quantité détruite par unité de temps. La plus forte concentration donne un taux de destruction meilleur étant donné que les interactions entre le plasma et les cyanures permettant leur destruction deviennent à ce moment plus probable. Peu importe que la réaction soit due à l'absorption du rayonnement, à la surface du plasma ou à tout autre mécanisme, la quantité de cyanures détruite par unité de temps est avantagée par une concentration plus élevée.

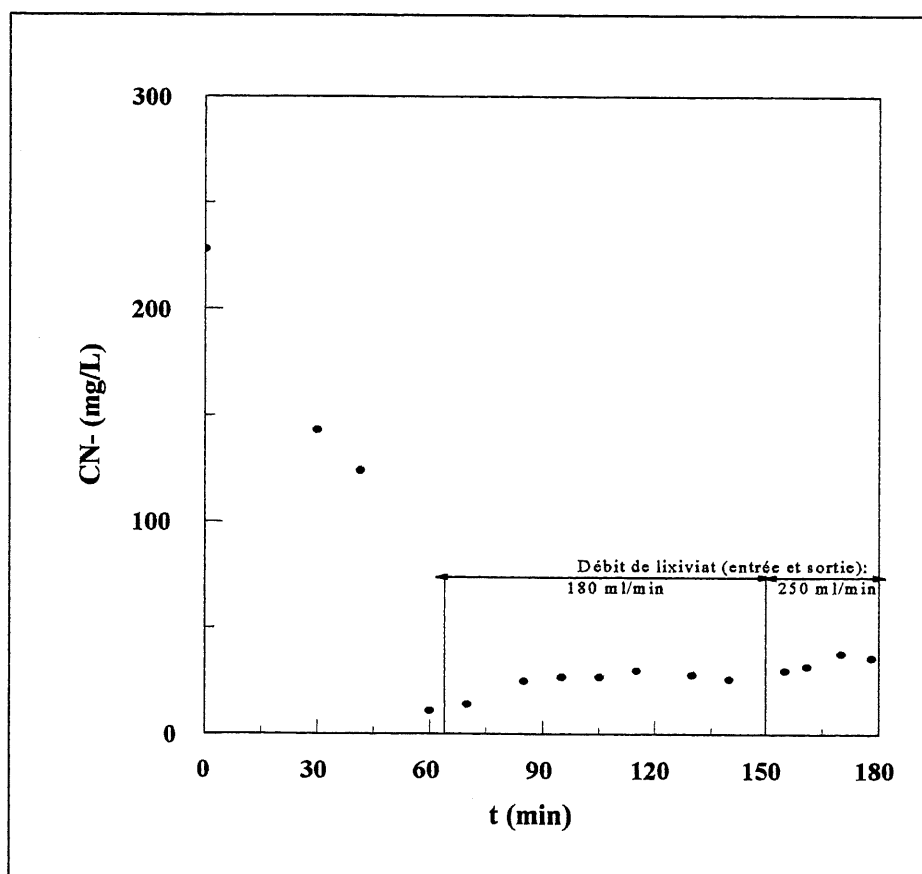


Figure 3.18 Concentration en cyanures totaux en fonction du temps d'essai de destruction des cyanures du lixiviat de brasques usées en mode continu (essai C1/III)

### 3.6 Bilans d'énergie

Pour que la réaction de décomposition des cyanures ait lieu, il faut que l'énergie électrique alimentée au chalumeau plasma soit convertie en énergie thermique. Cette énergie thermique est par la suite récupérée en plusieurs points des montages expérimentaux tel que représenté sur la figure 3.19. La section qui suit présente le bilan thermique des expériences

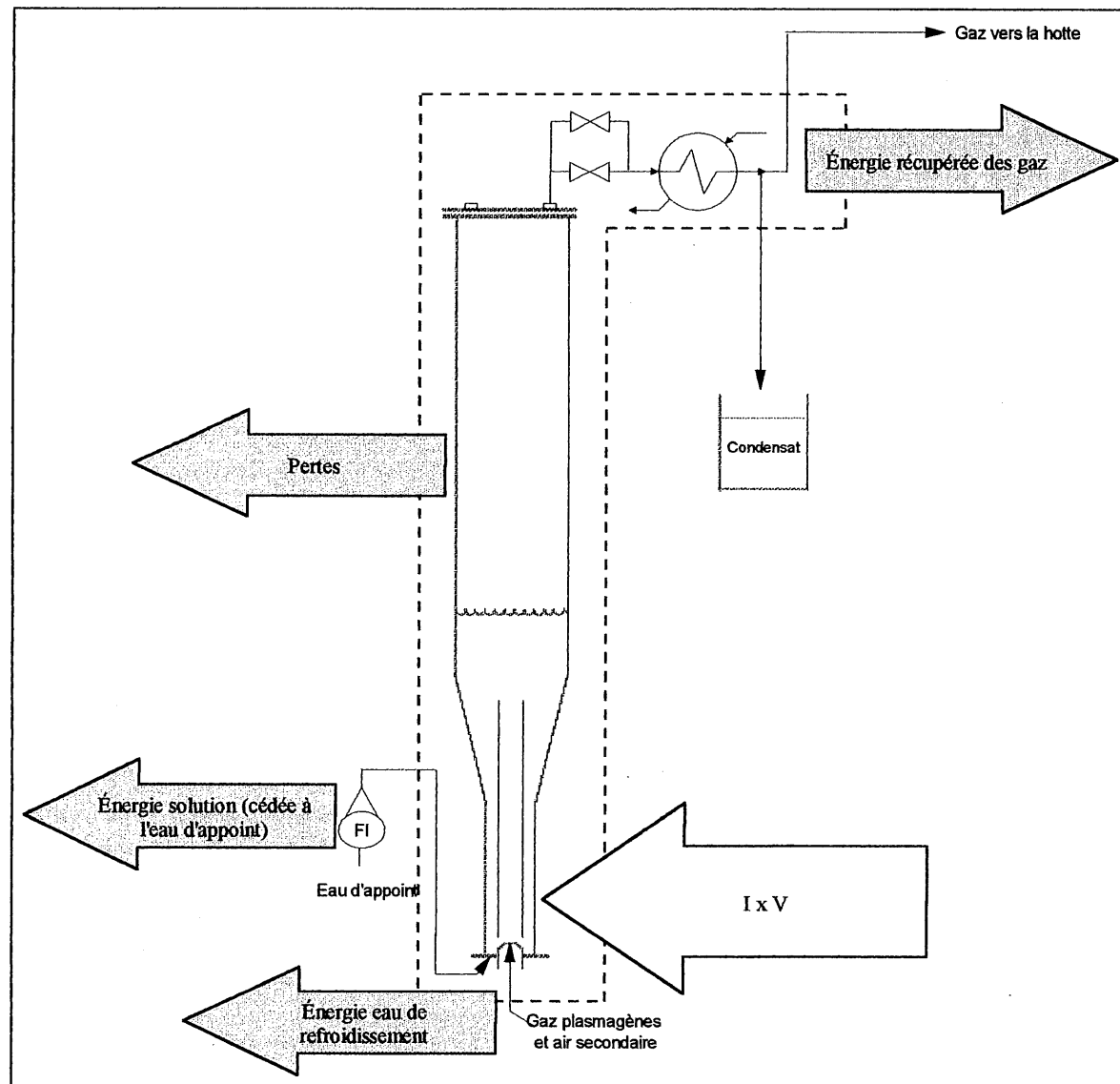


Figure 3.19 Schéma des entrées et des sorties d'énergie du système

faites avec le lixiviat. L'objet du bilan thermique est de voir comment l'énergie se distribue dans le réacteur et en quelle quantité.

Tel qu'il peut être vu sur la figure 3.19, il y a une entrée et quatre sorties d'énergie dans le système en plus de l'énergie de réaction. L'entrée d'énergie par unité de temps correspond à la puissance totale fournie par l'alimentation électrique. Cette puissance est calculée en faisant le produit de la tension et du courant ( $I \times V$ ) aux bornes du chalumeau. Dans le cadre de ce travail, cette puissance est aussi appelée puissance au chalumeau. L'énergie de réaction n'est pas mesurée ou calculée d'aucune façon; ceci demanderait une étude exhaustive de toutes les réactions prenant place dans le réacteur. Quant aux quatre sorties d'énergie, elles se font par l'eau de refroidissement du chalumeau, par les gaz et la vapeur à la sortie du réacteur, par le chauffage de l'eau d'appoint et par les pertes. Le paragraphe qui suit décrit davantage chacune des sorties d'énergie.

$$P_{ch} = I \times V \quad (3-6)$$

Les formules 3-7 à 3-10 sont utilisées pour calculer les sorties en énergie du système. Une partie de la puissance au chalumeau est récupérée dans un circuit d'eau appelé circuit d'eau de refroidissement du chalumeau. Comme son nom l'indique, l'eau de refroidissement permet de refroidir les différentes parties du chalumeau. Le tableau 3.9 regroupe l'ensemble des données moyennes obtenues dans les calculs du bilan d'énergie (les données complètes se retrouvent dans l'appendice 2). La puissance recueillie par l'eau de refroidissement se trouve dans la quatrième colonne du tableau 3.9. La colonne cinq donne l'énergie récupérée dans la solution par unité de temps. Cette énergie correspond à celle qui est gagnée par l'eau d'appoint. En effet, l'eau d'appoint passe d'une température d'environ 20°C à la température d'ébullition et emmagasine ainsi une partie de l'énergie dissipée par le plasma. La puissance récupérée des gaz, correspondant à la colonne sept du tableau, peut être approximée de deux manières différentes. D'abord, par la quantité d'énergie gagnée par le fluide froid du condenseur situé au sommet du réacteur et chargé de refroidir les gaz. Si cette valeur n'est pas disponible, il est possible de l'évaluer d'après la quantité de condensat recueilli. À ce moment, la puissance nécessaire à la condensation des vapeurs d'eau (chaleur latente) et à son refroidissement (chaleur sensible) est

supposée être égale à celle dissipée dans les gaz sortant du réacteur. Il s'agit ici d'une approximation qui paraît acceptable. Finalement, les pertes en énergie correspondent au produit de la tension et du courant duquel est soustrait la puissance dissipée dans l'eau de refroidissement, dans la solution et dans les gaz et vapeurs. Il est à noter que l'énergie de réaction est incluse dans les pertes. Ainsi les pertes sont augmentées si l'ensemble des réactions consomme de l'énergie, alors qu'elles sont diminuées si l'ensemble des réactions libère de l'énergie. D'après le tableau 3.9, il est conclu que la quantité d'énergie fournie au chalumeau est récupérée en ordre décroissant par l'eau de refroidissement, par les gaz à la sortie du réacteur, par la solution, puis en faible partie par des pertes (énergie de réaction consommée ou libérée, gain d'enthalpie des gaz plasmagène entre l'entrée du chalumeau et la sortie du condenseur, vapeurs entraînées par les gaz à la sortie du condenseur, perte par rayonnement de plasma, pertes thermiques par le réacteur).

Le rendement du chalumeau est défini par l'équation 3.11. Les différentes valeurs de rendement sont indiquées dans la dernière colonne du tableau. Il faut souligner que le rendement obtenu avec le chalumeau à l'échelle banc d'essai est nettement inférieur à celui d'un chalumeau industriel (de l'ordre de 90% de rendement à pression atmosphérique selon certains fournisseurs). Le rendement du chalumeau doit donc être regardé en gardant à l'esprit qu'il devient plus élevé en passant du banc d'essai, à l'unité pilote, puis à l'unité commerciale.

$$P_{eau} = \dot{m}_{eau} C_{p_{eau}} \Delta T \quad (3-7)$$

$$P_{solution} = \dot{m}_{eau \text{ appoint}} C_p (T_{solution \text{ réacteur}} - T_{eau \text{ appoint}}) \quad (3-8)$$

$$P_{recup.gaz} \simeq \dot{m}_{eau \text{ condenseur}} C_p (T_{sortie \text{ condenseur}} - T_{entrée \text{ condenseur}}) \quad (3-9a)$$

ou

$$P_{recup.gaz} \simeq \dot{m}_{condensat} [C_p (T_{solution \text{ réacteur}} - T_{eau \text{ refr.}}) + \lambda] \quad (3-9b)$$

$$P_{pertes} \simeq (I \times V) - P_{eau} - P_{solution} - P_{recup.gaz} \quad (3-10)$$

$$\eta_{ch} = \frac{P_{ch} - P_{eau}}{P_{ch}} \quad (3-11)$$

La figure 3.20 donne le rendement au chalumeau spécifique à chaque essai fait à pression atmosphérique. Pour chacune de ces expériences, le chalumeau Tekna est utilisé. Il est possible

d'observer une tendance nette à avoir un meilleur rendement avec une puissance plus élevée. Le rendement moyen pour les essais à 10 kW est de 33%, alors que pour ceux faits à 20 kW, il est de 48%. La différence entre la valeur de 48% et celle de 46% donnée dans le tableau 3.9 est due au fait que l'un des points n'est pas considéré dans la moyenne donnée sur le graphique, alors qu'il est considéré dans le tableau (essai 15/II: 20.4 kW et 30%, après l'essai l'anode était fortement grugée et a dû être changée). À l'exception de l'essai 16/II (20 kW: 20 slpm N<sub>2</sub> et 18 slpm Ar), le débit de gaz plasmagène est à peu près le même (25 slpm) pour les essais à 20 kW et à 10 kW. La composition du gaz plasmagène varie cependant avec un mélange d'azote et d'argon pour les essais à 20 kW.

TABLEAU 3.9 PUISSANCES MOYENNES DES ENTRÉES ET SORTIES D'ÉNERGIE DU SYSTÈME ET RENDEMENT AU CHALUMEAU POUR LES RÉACTEURS II ET III À DIFFÉRENTES PRESSIONS

Pression relative (MPa)	Réacteur	I x V (kW)	nombre d'essais	P <sub>eau</sub> (kW)	P <sub>solution</sub> (kW)	P <sub>recup.gaz</sub> (kW)	P <sub>pertes</sub> (kW)	$\eta_{ch}$ (%)
0	II	10.3	2	6.9	0.4	3.2	-0.2	33
0	II	19.9	8	10.8	1.1	8.4	-0.2	46
0	II	23.9	1	13.0	1.1	11.1	-1.3	45
0	III	20.5	1	9.6	1.3	9.5	0.2	53
1.2	III	23.9	1	17.9	1.3	?	?	25

La pression dans le réacteur a un effet sur le rendement du chalumeau. Les données du tableau 3.9 montrent que le rendement obtenu à pression atmosphérique à environ 24 kW cas est de 45%. Toujours à une puissance de 24 kW, mais sous une pression relative de 1.2 MPa, le rendement du chalumeau n'est que de 25%. Des différences importantes existent cependant au niveau du débit de gaz plasmagène et de sa composition, ce qui rend difficile la comparaison des résultats. Malgré tout, il est attendu qu'à une pression plus élevée dans le réacteur, le rendement du chalumeau sera moindre.

La répartition globale de l'énergie dans les réacteurs II et III pour les essais à pression atmosphérique est représentée sur les figures 3.21 et 3.22. Ces graphiques illustrent bien l'affirmation faite plus tôt qui disait que la majeure partie de l'énergie fournie par le chalumeau

va à l'eau de refroidissement (avec une part plus importante à faible puissance), aux gaz et vapeurs, puis au chauffage de l'eau d'appoint.

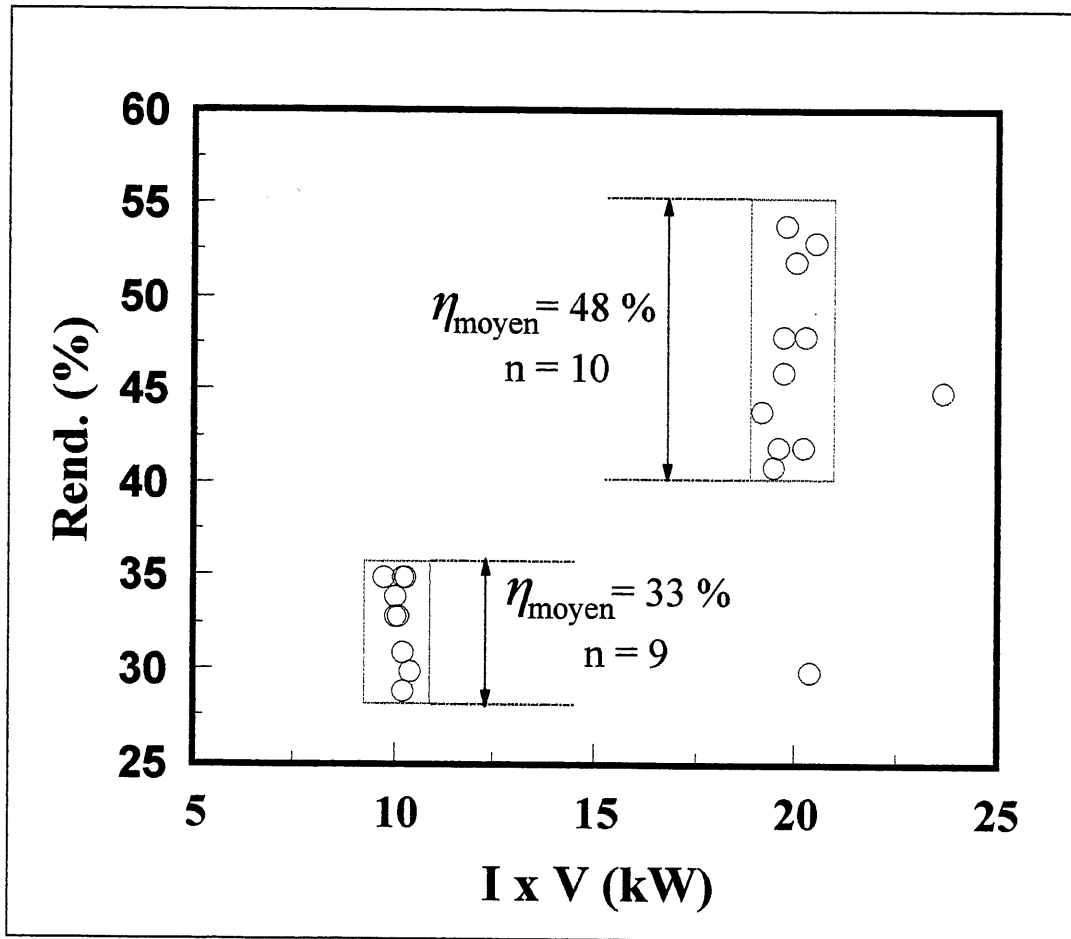


Figure 3.20 Rendement au chalumeau pour les essais faits à pression atmosphérique en fonction de la puissance

### 3.7 Bilans de masse

Les bilans de masse sont faits pour les essais à pression atmosphérique. Le bilan massique des essais sous pression n'est pas considéré parce que lors de la dépressurisation du réacteur à la fin de l'essai, une part importante de la solution qui y est contenue est vaporisée et perdue avec les gaz plasmagènes. Les bilans de masse sont donc faits sur les essais discontinus sans et avec ajout d'eau d'appoint.

Le bilan sur les essais sans ajout d'eau d'appoint ne prend en compte que la masse de lixiviat alimenté au réacteur en début d'essai et la masse recueillie en fin d'essai. La différence entre ces deux valeurs constitue la quantité de solution évaporée durant le cours de l'essai. Le tableau 3.10 donne les valeurs obtenues dans ce cas.

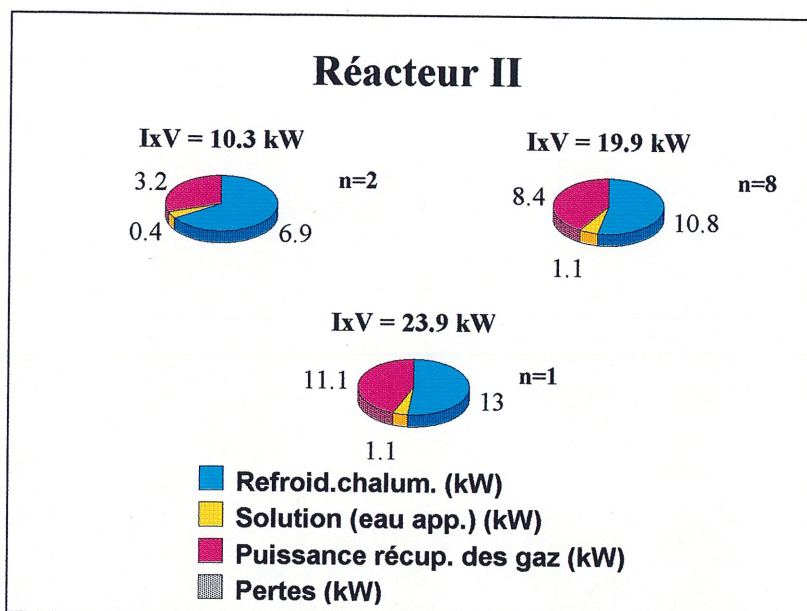


Figure 3.21 Répartition moyenne de l'énergie sur le montage expérimental pour les essais à pression atmosphérique sur le réacteur II

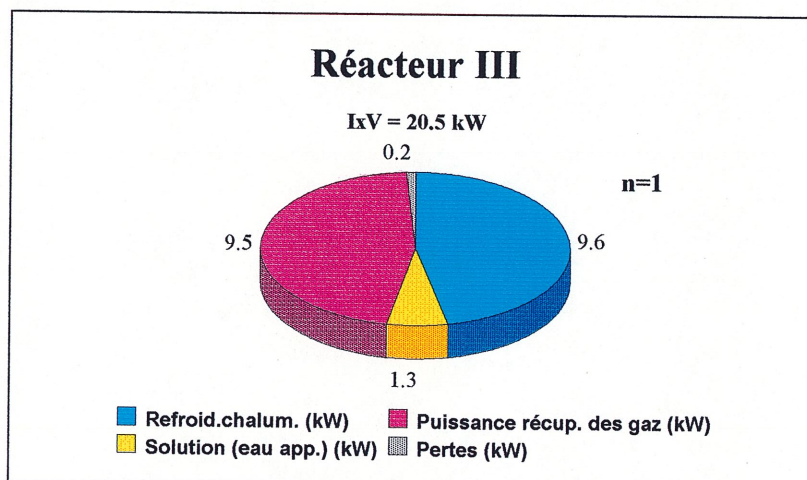


Figure 3.22 Répartition moyenne de l'énergie sur le montage expérimental pour les essais à pression atmosphérique sur le réacteur III

Pour les essais avec ajout d'eau d'appoint, il est possible de faire un bilan plus complet. La figure 3.23 montre les entrées et sorties considérées dans le bilan. La masse initiale



correspond au lixiviat alimenté au réacteur en début d'essai. La masse finale est la masse de lixiviat récupérée du réacteur à la fin de l'essai. La masse des échantillons ainsi que la masse de solution purgée lors de la prise de ces derniers est mesurée et correspond à la sortie «échantillons» sur la figure. La masse de solution dans le réacteur est maintenue par l'addition d'eau d'appoint qui compense l'évaporation qui a lieu. La solution évaporée est refroidie et récupérée en partie sous forme de condensat, puis une autre partie est perdue avec les gaz plasmagènes. Le tableau 3.11 dresse le bilan des entrées et sorties de masse du système. L'écart correspond à la différence entre le lixiviat récupéré (masse finale + échantillons) et le lixiviat introduit (masse initiale) rapporté sur le lixiviat introduit. Tous essais confondus, la moyenne de l'écart est de -1.1%, i.e. qu'en moyenne la solution est concentrée d'un facteur 1.1% par rapport à la masse de lixiviat initiale dans le réacteur.

TABLEAU 3.10 BILANS DE MASSE POUR LES ESSAIS DISCONTINUS SANS AJOUT D'EAU D'APPOINT À PRESSION ATMOSPHERIQUE AVEC LE LIXIVIAT

Essai/Réacteur	Masse initiale (kg)	Masse finale (kg)	Masse évaporée (kg)
1/I	5.3	2.3	3.0
2/I	5.2	4.0	1.2
3/I	5.3	3.5	1.8
4/I	5.3	3.0	2.2
5/I	5.3	4.2	1.2
6/I	5.3	3.4	1.9
7/I	5.3	3.6	1.7
8/I	5.3	3.8	1.5

### 3.8 Conclusion

L'étude expérimentale à l'échelle banc d'essai a montré que la destruction des cyanures du lixiviat de brasques usées est possible par le réacteur plasma. Du point de vue réactionnel, le réacteur plasma peut se diviser en deux zones distinctes: zone de destruction par hydrolyse thermique et zone de destruction par effet plasma. Les mécanismes réactionnels prévalant dans la zone plasma ne sont pas entièrement connus, mais il est probable qu'il soient reliés à la surface du jet plasma, à l'intensité du rayonnement qu'il émet et aux espèces actives qu'il contient. Pour

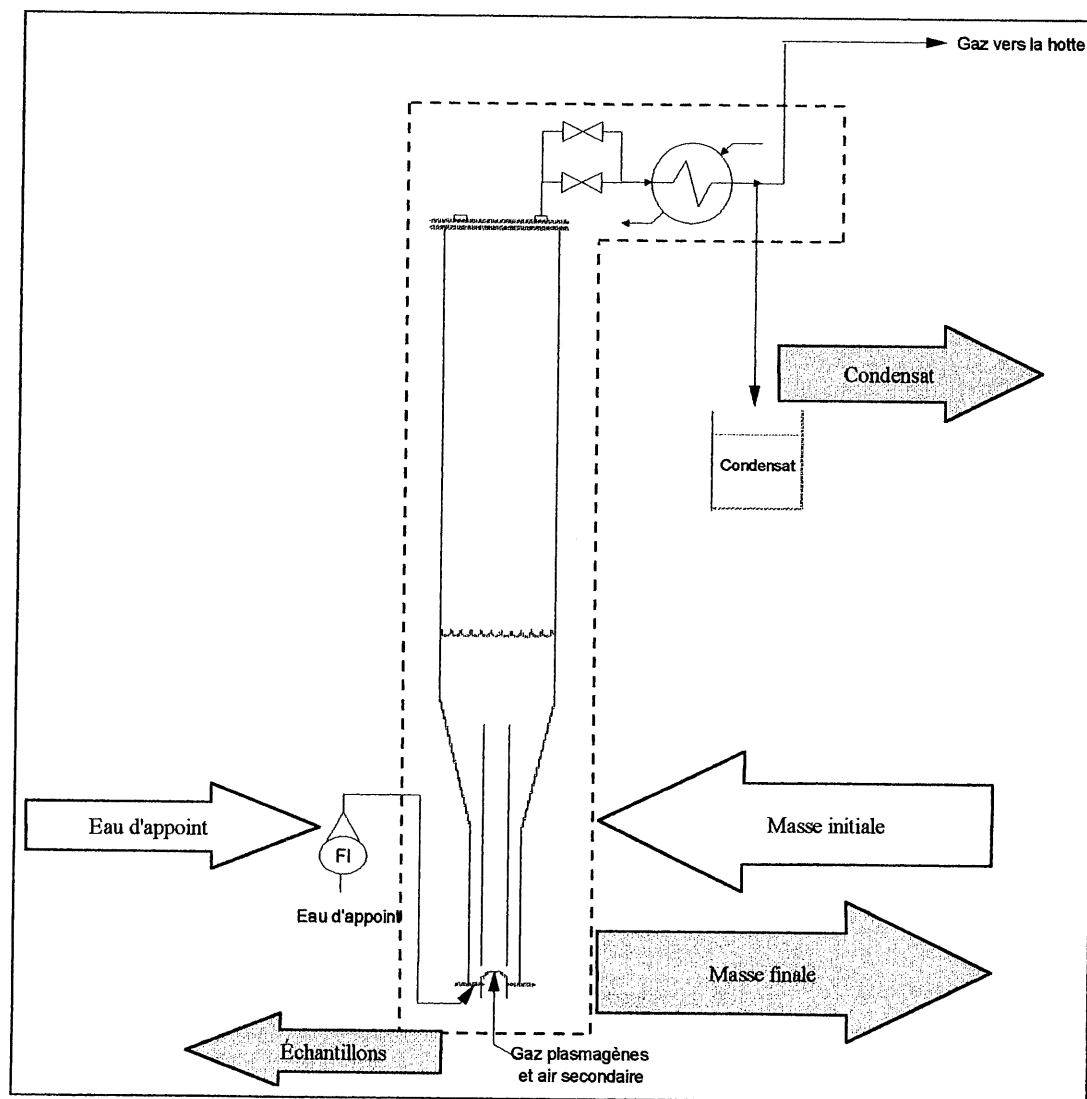


Figure 3.23 Schéma des entrées et des sorties de masse du système pour les essais discontinus avec ajout d'eau d'appoint à pression atmosphérique

toutes les conditions étudiées, le réacteur plasma permet une destruction des cyanures plus rapide qu'un réacteur agité sous pression.

Plusieurs essais ont été faits avec le lixiviat. Ils visaient à éprouver le design du réacteur et à quantifier l'impact de différents paramètres sur le taux de destruction des cyanures. L'étude

TABLEAU 3.11 BILANS DE MASSE POUR LES ESSAIS DISCONTINUS AVEC AJOUT D'EAU D'APPOINT À PRESSION ATMOSPHERIQUE AVEC LE LIXIVIAT

Essai/ Réacteur	Masse initiale (kg)	Masse finale (kg)	Masse échantillons (kg)	Masse condensat (kg)	Finale + échantillons (kg)	Écart (%)
1/I	5.4	4.7	0.5	-	5.2	-3.8
2/II	15.5	14.2	1.4	-	15.5	0.2
3/II	15.7	14.9	0.8	12.2	15.7	-0.3
4/II	14.8	14.1	0.4	-	14.5	-2.3
5/II	15.4	13.8	0.9	24.4	14.7	-4.6
6/II	20.9	20.5	1.5	24.0	22.0	5.1
7/II	16.2	15.0	0.7	21.4	15.8	-2.7
8/II	16.4	15.6	0.7	6.3	16.3	-0.6
9/II	16.3	15.8	1.0	13.2	16.8	3.1
10/II	16.2	14.7	0.6	2.3	15.3	-5.7
12/III	15.4	16.6	0.5	21.0	17.1	11.2
13/II	15.6	15.8	0.3	6.7	16.1	3.4
14/II	15.8	14.1	0.3	8.3	14.4	-8.8
15/II	15.8	15.0	0.3	6.9	15.3	-3.4
16/II	15.7	14.9	0.4	9.2	15.3	-2.5
17/II	15.9	15.2	0.3	9.1	15.5	-2.8
18/II	15.8	15.4	0.3	8.9	15.7	-0.6
19/II	15.5	15.2	0.7	9.1	14.9	-3.7
					Moyenne	-1.1
					Écart-type	4.5

expérimentale vise aussi à faire la transition vers l'échelle pilote. Les essais étaient faits en mode discontinus et continus.

### 3.8.1 Essais discontinus sans ajout d'eau d'appoint

Les essais discontinus sans ajout d'eau d'appoint effectués avec le réacteur I ont permis de démontrer que la destruction des cyanures par le plasma est possible à pression

atmosphérique. Ils ont aussi permis d'apporter des améliorations pour le tube de recirculation et pour la section de désengagement des gaz des configurations subséquentes.

### 3.8.2 Essais discontinus avec ajout d'eau d'appoint

Les essais effectués dans les réacteurs II et III ont montré que la décomposition des cyanures par rapport à la concentration de cyanures totaux dans le réacteur est prévisible. La constante trouvée avec ces réacteurs plasma en comparaison avec un réacteur agité sous pression est de  $0.59 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$  vs  $0.04 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$  à  $100^\circ\text{C}$  et de  $3 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$  vs  $1.85 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$  à  $170^\circ\text{C}$ . Ces résultats confirment que le plasma joue un rôle sur la décomposition des cyanures et qu'il contribue à donner un taux de destruction plus rapide pour une même concentration de cyanures.

L'impact de plusieurs paramètres sur la décomposition des cyanures des brasques est vérifié par ces essais. Ceux trouvés significatifs et non-significatifs par rapport à leur effet sur la constante trouvée sont énumérés ci-bas.

- Effets significatifs:
  - Puissance électrique fournie au chalumeau;
  - point d'addition de l'eau d'appoint;
  - volume de lixiviat traité;
  - addition de peroxyde d'hydrogène au réacteur;
  - température et pression d'opération;
  - nature du lixiviat.
  
- Effets non-significatifs
  - Concentration en NaOH du lixiviat
  - addition d'air secondaire (l'addition d'air a cependant un impact sur le degré d'oxydation du fer qui donne devient plus rapidement une teinte rougeâtre à la solution);
  - débit du gaz plasmagène;

- concentration initiale en cyanures totaux du lixiviat (non significatif sur la constante, mais significatif sur le taux de décomposition des cyanures);
- configuration du réacteur III vs réacteur III;
- tube de recirculation en quartz vs acier inoxydable.

La reproductibilité des résultats a été vérifiée par trois essais dans des conditions similaires. Les résultats obtenus sont très rapprochés et permettent de conclure à leur reproductibilité.

L'analyse détaillée de décomposition des cyanures montre que les cyanures libres se décomposent plus rapidement que les autres espèces. À l'opposé, les ferrocyanures sont ceux qui prennent le plus de temps à être détruits.

Les bilans d'énergie effectués sur le réacteur laissent voir que la majeure partie de l'énergie fournie par l'alimentation électrique au chalumeau est récupérée en ordre décroissant par l'eau de refroidissement, par les gaz et vapeurs, puis par l'eau d'appoint. La part relative allant à l'eau de refroidissement est plus importante à faible puissance. Quant au rendement du chalumeau, il est meilleur à des pressions basses.

Les bilans de matière pour les essais à pression atmosphérique bouclent en moyenne à -1.1%, i.e. que la solution se concentre de 1.1% par rapport au lixiviat initialement alimenté au réacteur.

### 3.8.3 Essai continu

L'essai en mode continu s'est fait à une température d'environ 180°C. Avec une alimentation de lixiviat comprenant 228 mg/L de  $CN^-_{\text{totaux}}$  à un débit de 180 mL/min, la concentration à la sortie du réacteur passe à 28 mg/L. Avec un débit d'alimentation de 250 mL/min, elle passe à 36 mg/L.

## 4. ÉCHELLE PILOTE

### 4.1 Introduction

Suite aux résultats obtenus sur banc d'essai, un réacteur plasma d'échelle pilote est conçu. Un chalumeau de plus forte puissance utilisant l'air comme gaz plasmagène est utilisé pour se rapprocher davantage des conditions d'un processus industriel. Ce chalumeau est fabriqué et vendu par la compagnie Westinghouse Electric Corporation - Industrial Plasma Systems de Pittsburgh, Pennsylvanie. Le chapitre 4 décrit les modifications apportées au réacteur et au montage afin de les adapter aux essais pilotes; les résultats obtenus pour un essai discontinu sont aussi présentés.

### 4.2 Montage expérimental

#### 4.2.1 Réacteur plasma

À quelques différences près, le réacteur plasma pilote (réacteur IV) est semblable au réacteur III décrit dans le chapitre 2. Le chalumeau plasma est toujours placé à la base de la section inférieure. La section inférieure du réacteur IV est plus longue et plus large que celle du réacteur III. La section conique conserve le même angle, mais est plus courte pour le réacteur IV. Les dimensions de la section supérieure sont identiques. Les gaz et la vapeur sortent maintenant du réacteur plasma par deux orifices de 1.27 cm (0.5 po.) de diamètre au lieu d'un seul au sommet du réacteur. La pression dans le réacteur est contrôlée par deux vannes de relâche préalablement ajustées. En cas de mauvais fonctionnement de celles-ci, une vanne manuelle et une vanne tout ou rien contrôlée par un actuateur sont placées sur le circuit d'évacuation des gaz. Vu le débit de gaz plus grand et afin d'éviter que la solution soit entraînée en dehors du réacteur, un déflecteur est placé sur sa bride supérieure. Pour des raisons de sécurité, un disque de rupture relié au système de ventilation se trouve sur le réacteur. Le matériau de fabrication est l'acier inoxydable, à l'exception de deux hublots qui sont en Pyrex® et d'un tube indicateur de niveau qui est en verre. Un tube de recirculation est placé au-dessus du chalumeau. Des points d'alimentation permettent l'addition d'eau d'appoint ou de co-réactifs par la bride inférieure.

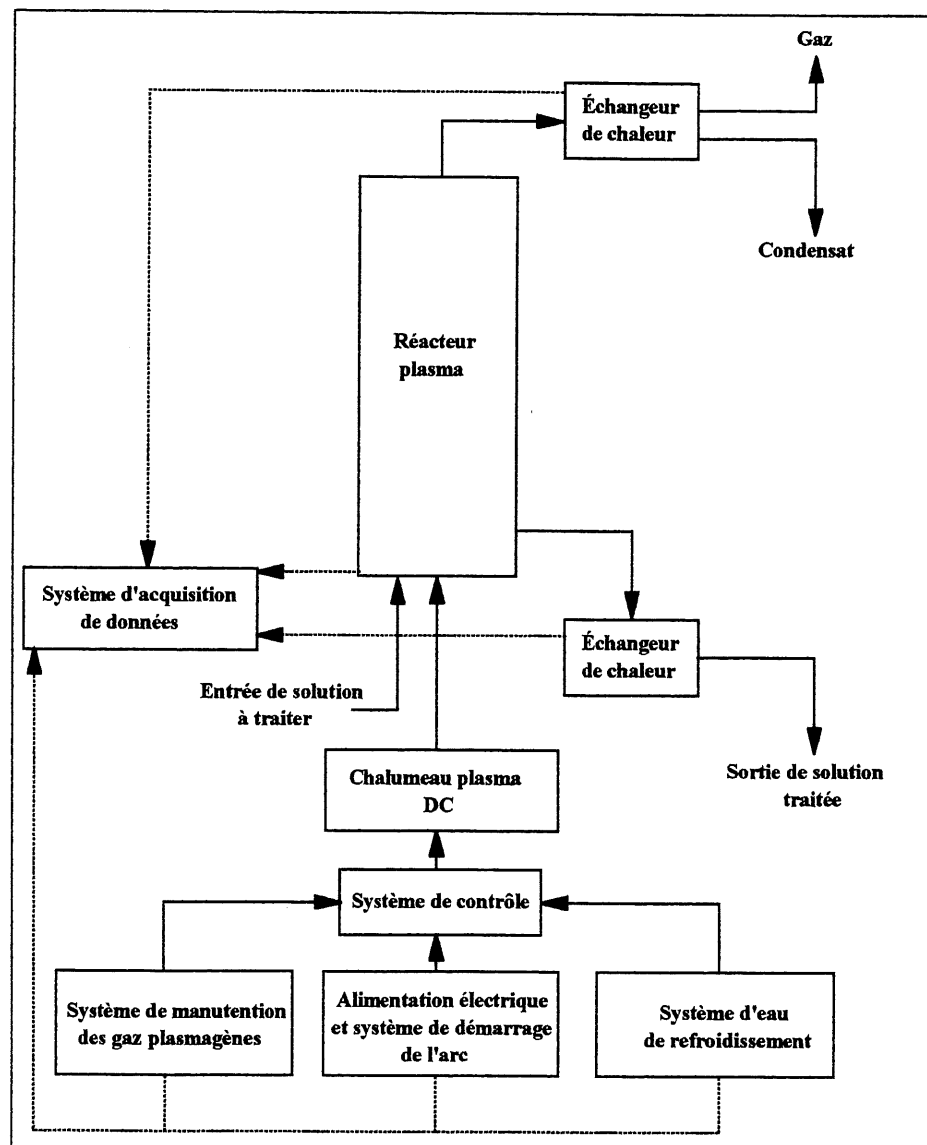


Figure 4.1 Schéma bloc du procédé de traitement des cyanures par plasma submergé

Le diamètre du tube de recirculation est fixé de manière à conserver la même stabilité d'opération avec le réacteur pilote qu'à l'échelle banc d'essai. Dans cet objectif, il est choisi de faire la mise à l'échelle en conservant le ratio des surfaces de la zone inférieure du réacteur et du tube de recirculation. À l'échelle banc d'essai, ce ratio est de 4 (section inférieure de 81 cm<sup>2</sup> et tube de 20 cm<sup>2</sup>) et il est donc fixé à 4 pour le pilote avec des surfaces respectives de 182 cm<sup>2</sup> et 46 cm<sup>2</sup>. Cette façon de faire a été validée par des tests avec de l'eau où les ratio de surfaces tube-section inférieure de 2.3 et de 4 sont essayés. Lors de l'essai avec le tube de recirculation donnant un ratio de 2.3, le réacteur vibrat de façon importante. Les essais suivants ont tous été faits avec le tube donnant un ratio de 2 et les vibrations se trouvent de beaucoup atténuées de

cette manière. Le ratio des surfaces de la section inférieure et du tube de recirculation est un critère approprié pour la mise à l'échelle du tube de recirculation.

#### 4.2.2 Système de manutention

Pour être en mesure de faire des essais longue durée et continus, il est nécessaire d'avoir un système de manutention qui permette d'alimenter la solution fraîche de façon automatique en cours de fonctionnement. La solution est placée à l'intérieur d'un réservoir nommé réservoir de solution avant traitement. De là, elle est dirigée par une pompe à diaphragme vers la base du réacteur plasma. Un cylindre de calibration se retrouve à l'entrée de la pompe afin de pouvoir vérifier le débit en tout temps. La réception de la solution traitée, après avoir été refroidie dans un échangeur de chaleur, se fait dans un ou plusieurs barils en fonction de la quantité recueillie. Le condensat créé par le refroidissement des gaz et des vapeurs à la sortie du réacteur plasma est lui aussi récupéré dans un réservoir prévu à cet effet. Le système de manutention de la solution permet l'alimentation de celle-ci avant traitement, ainsi que la récupération du condensat et de la solution traitée.

#### 4.2.3 Chalumeau plasma

Le chalumeau plasma constitue la différence majeure entre les réacteurs plasma III et IV. Sur le montage pilote, le chalumeau peut fonctionner avec l'air comme gaz plasmagène à des puissances couvrant approximativement la plage 60 kW à 150 kW avec un débit d'air allant de 10 Nm<sup>3</sup>/h à 20 Nm<sup>3</sup>/h et un débit d'eau de refroidissement de 2 m<sup>3</sup>/h. L'air doit avoir un point de rosée inférieur à -10°C. Des modifications doivent être apportées au chalumeau pour lui permettre de fonctionner en mode submergé à une pression relative pouvant atteindre 1.2 MPa. Il faut mentionner que le fabricant, Westinghouse, n'a pas d'expérience avec le fonctionnement sous pression du chalumeau. Les scientifiques de cette compagnie affirment tout de même qu'après certains ajustements, il fonctionnera dans les conditions demandées.

#### 4.2.4 Système d'acquisition et de contrôle

Avec le changement d'échelle, il est jugé approprié d'ajouter un système d'acquisition au montage pilote. De cette façon, plusieurs variables peuvent être suivies simultanément en cours



d'opération. Les températures importantes, la pression dans le réacteur, les débits de solution, d'eau de refroidissement et des gaz plasmagènes, la tension et le courant électrique fournis au chalumeau sont tous mesurés, enregistrés et affichés par le système. À noter que le montage compte plusieurs types de débitmètres: massique, turbine et rotamètre. Le suivi de toutes ces variables assure une meilleure compréhension du procédé. Le logiciel Labview® est utilisé pour créer l'interface du système d'acquisition.

Certaines variables du procédé sont contrôlées de façon automatique et peuvent être ajustées au niveau désiré en cours d'essai. Le débit des gaz plasmagènes est contrôlé avec le signal obtenu par les débitmètres massiques. La puissance électrique fournie au chalumeau est contrôlée selon la consigne fixée pour l'opération. Dans ces deux cas, les ajustements se font à partir de la salle de contrôle.

#### 4.2.5 Structure d'acier, tube de recirculation et amortisseurs

Les équipements principaux du montage expérimental sont fixés à l'intérieur d'une structure métallique faite de tubes d'acier d'un diamètre de 5 cm. Les dimensions de la structure sont de 1.2 m de long par 1.2 m de large par 2.4 m de haut. Lors du premier démarrage du chalumeau dans le réacteur plasma avec de l'eau, des vibrations importantes se sont manifestées sur l'ensemble du montage.

Deux mesures correctrices sont appliquées pour réduire la vibration. D'abord, afin d'avoir un écoulement de solution plus stable dans le réacteur, le tube de recirculation initial d'un diamètre de 10 cm est remplacé par un tube de 7.6 cm (la longueur du tube est la même dans les deux cas). Ensuite, le réacteur plasma n'est plus attaché directement à la structure métallique. En effet, il repose maintenant sur des amortisseurs pneumatiques. Ces deux modifications atténuent sensiblement les vibrations sur l'ensemble du montage.

#### 4.2.6 Air comprimé

Le chalumeau requiert l'utilisation d'air sec dont le point de rosée est inférieur à  $-10^{\circ}\text{C}$ . Les essais se font à partir de cylindres d'air comprimé extra-sec, ce qui demeure approprié pour les essais discontinus de courte durée.

#### 4.2.7 Sécurité

Plusieurs mesures sont en place pour veiller à la sécurité des personnes lors des essais. Une feuille de plastique Lexan® est installée face au montage pour prévenir les éclaboussures de solution caustique chaude sur les observateurs ou sur les expérimentateurs en cours d'essai. Des bacs de rétention fabriqués en acier inoxydable sont placés sous le montage et sous le réservoir d'alimentation. Le disque de rupture du réacteur plasma est relié directement à une sortie à l'extérieur du local et de l'édifice. Les démarrages et arrêts de la pompe, de même que l'ouverture de la vanne manuelle ou de la vanne automatique du réacteur plasma peuvent se faire de l'extérieur du local où se trouve le montage. Des dispositifs automatiques coupent l'alimentation électrique au chalumeau si le débit de gaz plasmagène est trop faible ou encore si la température de l'eau de refroidissement du chalumeau devient trop élevée. Toutes ces mesures sont adoptées pour réduire les risques expérimentaux.

### 4.3 **Procédure des essais discontinus avec le réacteur plasma**

#### 4.3.1 Manutention et pesée de la solution

- Peser le réservoir d'alimentation vide.
- Ajouter 20 L de solution à traiter dans le réservoir. Porter l'équipement de protection individuelle requis lors de la manipulation de la solution.
- Peser le réservoir d'alimentation après l'avoir rempli.
- Peser à vide le réservoir de condensat et celui de solution traitée.
- Prélever un échantillon de solution avant traitement pour les analyses.

#### 4.3.2 Préparatifs pré-essai

- Brancher la connexion électrique et les lignes d'alimentation d'eau et de gaz sur le chalumeau.

- Assembler le chalumeau sur le réacteur plasma .
- Allumer le tableau principal.
- Ouvrir le circuit d'eau de refroidissement du chalumeau et ajuster la pression d'eau à 1400 kPa.
- Ouvrir les vannes des circuits d'eau de refroidissement des échangeurs de chaleur.
- Démarrer le système de ventilation du local où se trouve le montage.
- Augmenter la pression de la vanne pneumatique à 140 kPa relatif.
- Augmenter la pression de l'amortisseur pneumatique du réacteur plasma à 100 kPa relatif.
- Démarrer le système d'acquisition Labview® et s'assurer que tous les instruments fonctionnent.
- Ouvrir les cylindres de gaz ou l'air comprimé du compresseur.
- Ouvrir la vanne de dépressurisation du réacteur plasma.
- Fixer le débit d'air dans le chalumeau à 225 slpm par le contrôleur du débitmètre massique.
- Ajouter les co-réactifs à la solution (par exemple:  $H_2O_2$ ) si nécessaire et mélanger.
- Ouvrir la vanne d'alimentation de solution et démarrer la pompe pour alimenter la solution.
- Arrêter la pompe une fois toute la solution dans le réacteur.
- Peser le réservoir d'alimentation pour connaître la quantité de solution ajoutée au réacteur.

#### 4.3.3 Démarrage du chalumeau

- Débrancher les cartes d'acquisition (Labview®) temporairement pour éviter les dommages lors du démarrage haute fréquence de l'arc.
- Réduire le débit d'air à 140 slpm et ajuster le débit d'argon à 140 slpm par les contrôleurs massiques.
- Démarrer le chalumeau.
- Augmenter le débit d'air à 340 slpm tout en réduisant progressivement à 0 slpm le débit d'argon.

- Connecter les cartes d'acquisition (Labview®) et démarrer l'acquisition.
- Fermer la vanne de dépressurisation du réacteur plasma pour laisser augmenter la pression dans le réacteur jusqu'à ce que les vannes de relâche s'ouvrent à la pression à laquelle elles avaient été préalablement ajustées.

#### 4.3.4 Essai

- Prendre les échantillons au temps prévu par vanne d'échantillonnage.
- Mesurer la quantité de condensat récupéré.
- Vérifier qu'il n'y a pas de mousse par le hublot de la partie supérieure du réacteur plasma.
- Maintenir le niveau de solution dans le réacteur plasma par l'ajout d'eau d'appoint par la pompe d'alimentation.

#### 4.3.5 Arrêt

- Éteindre le plasma.
- Arrêter le système d'acquisition (Labview®).
- Dépressuriser progressivement le réacteur plasma par la vanne manuelle.
- Réduire le débit d'air à 225 slpm par le contrôleur massique .
- Après avoir laissé le réacteur refroidir, récupérer la solution traitée dans le réservoir de récupération de solution. Peser le réservoir avant et après pour connaître la masse de solution récupérée
- Fermer tous les circuits d'eau de refroidissement des échangeurs.

#### 4.3.6 Échantillonnage et nettoyage

- Peser la quantité de condensat recueilli.
- Prendre un échantillon du condensat et de solution traitée.
- Rincer à l'eau de ville le réacteur plasma puis répéter.
- Couper toute alimentation de gaz plasmagène au chalumeau.
- Fermer le circuit d'eau de refroidissement du chalumeau.
- Fermer les vannes des cylindres de gaz.

- Fermer le tableau principal.
- Disposer de la solution traitée et du condensat de la façon appropriée (selon solution).
- Faire la caractérisation des échantillons recueillis.

#### 4.4 Étude expérimentale

L'étude expérimentale avec le réacteur pilote décrite dans cette section ne compte qu'un essai avec le lixiviat de brasques usées. Préalablement, plusieurs essais avec de l'eau ont permis les ajustements nécessaires pour l'opération du réacteur et du chalumeau sous pression.

Le lixiviat traité est fourni par Alcan International Ltée au CRDA. Le ratio de dilution du lixiviat utilisé dans le réacteur pilote est de 6X. Du peroxyde d'hydrogène est ajouté au lixiviat avant son alimentation au réacteur afin d'accélérer la destruction des cyanures. L'essai débute dès que le chalumeau est allumé. Il commence à pression atmosphérique, puis la pression est progressivement augmentée jusqu'à 770 kPa (pression relative). Les données recueillies ne sont pas toutes dans les mêmes conditions puisque les périodes de préchauffage et d'augmentation de la pression sont incluses dans l'essai. Les conditions stables de température, de pression et de puissance commencent aux alentours de 13 min et se terminent à la fin de l'essai, soit à 18.3 min. Les conditions expérimentales sont regroupées dans le tableau 4.1 et sur la figure 4.2, les lectures enregistrées par le système d'acquisition sont données dans l'appendice 3 et les résultats de destruction des cyanures sont affichées sur la figure 4.3 (les concentrations en cyanures du tableau 4.1 et de la figure 4.3 sont corrigées pour tenir compte de l'évaporation qui prend place au cours de l'essai).

Tel que prévu, l'efficacité énergétique de ce chalumeau est meilleure que celle du chalumeau utilisé sur le banc d'essai. En effet, l'efficacité est maintenant d'environ 60% alors que dans des conditions similaires elle n'était que de 25% à plus petite échelle.

La caractérisation des cyanures se fait par électrode sélective après avoir effectué une micro-distillation de l'échantillon. D'après la procédure Lachat911121, la présence de nitrates et de nitrites crée une interférence potentielle pour l'analyse, car ces espèces peuvent se transformer

TABLEAU 4.1 CONDITIONS D'OPÉRATION ET DÉCOMPOSITION DES CYANURES AVEC LE LIXIVIAT DE BRASQUES USÉES POUR LES ESSAIS DISCONTINUS AVEC AJOUT D'EAU D'APPOINT

Essai/ Réacteur	Air plasma  (slpm)	Masse initiale  (kg)	Masse eau appoint ajoutée  (kg)	Masse finale  (kg)	Concn initiale NaOH approx.  (g/L)	Volume H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> *  (mL)	Pression relative  (kPa)	Tempé- rature  (°C)	Tension  (V)	Courant  (A)	Puiss. chalu- meau  (kW)	Puiss. eau de refroid. **  (kW)	Rend. énerg. chalu- meau  (%)	Temps  (min)	Concentration en cyanures totaux***  (mg CN/L)
1/IV	370	21.9	0		32	120	0	Pièce	0	0	0	0		0	253
	370		?				140	87	508	151	76	22	71	3.5	232
	370		?				630	146	582	151	88	32	64	8.5	153
	370		?				770	162	678	151	102	39	62	12.2	121
			7.7 (total)	16.54			0	0	0	0	0	0	0	18.3	58

\* : le volume de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> donnée est pour une solution à 30% massique.

\*\* : l'eau d'appoint est ajoutée dans le cylindre de calibration puis elle est pompée dans le réacteur.

\*\*\* : la micro-distillation des cyanures est faite selon la méthode Lachat911121 avec le tube collecteur complété à 5 mL avec de l'eau déminéralisée et dilution à 5X ou 10X du distillat recueilli avec une solution NaOH à 8 g/L (voir commentaire sur la caractérisation dans la discussion). La concentration en cyanures est corrigée pour tenir compte de l'évaporation qui prend place dans le réacteur au cours de l'essai.

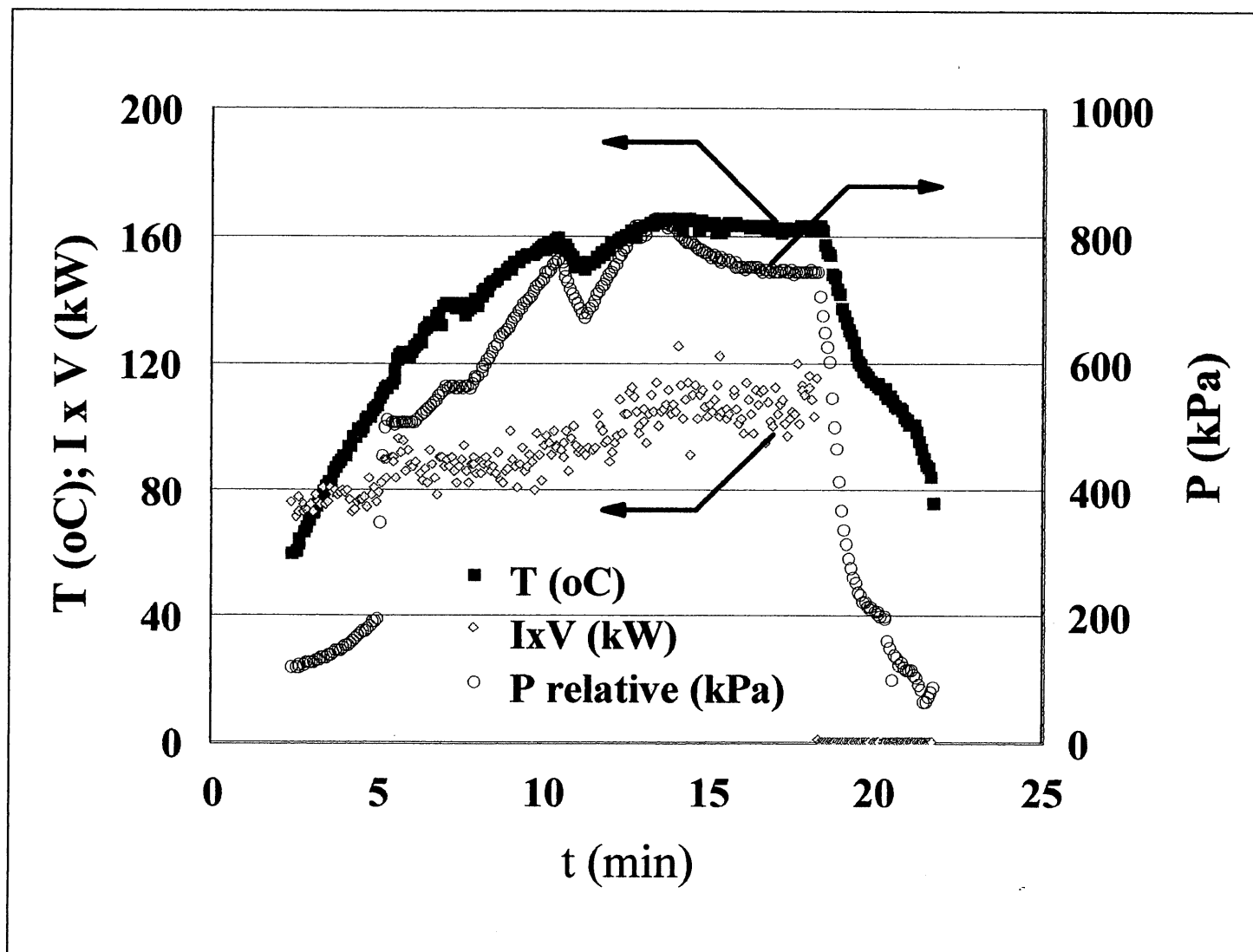


Figure 4.2 Température dans le réacteur, puissance électrique fournie au chalumeau et pression relative dans le réacteur pour l'essai discontinu avec ajout d'eau d'appoint dans le réacteur pilote

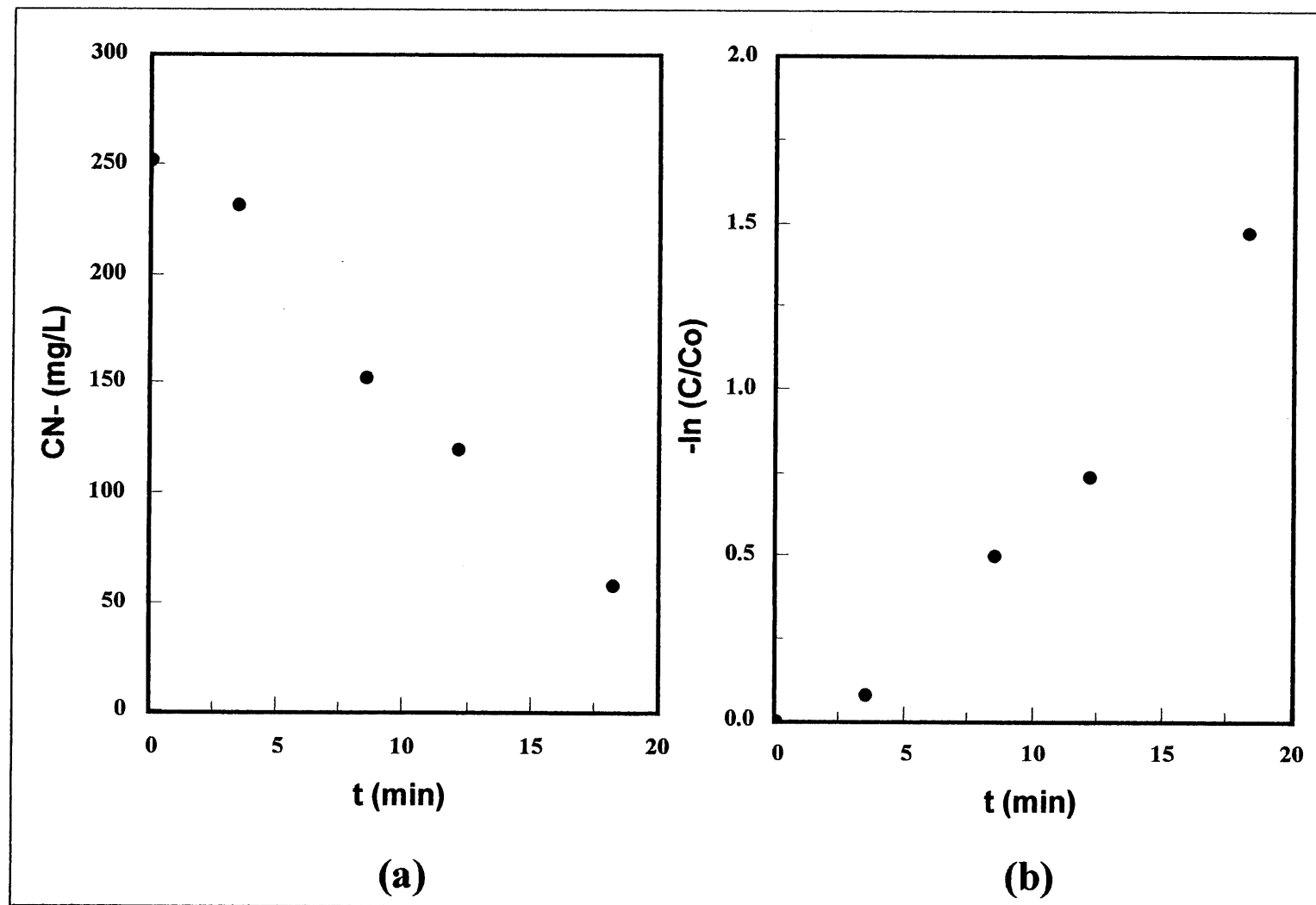


Figure 4.3 Destruction des cyanures du lixiviat de brasques usées dans le réacteur plasma pilote. (a) Cyanures totaux en fonction du temps, (b)  $-\ln(C/C_0)$  en fonction du temps (les concentrations en cyanures données sont corrigées pour tenir compte de l'évaporation qui prend place en cours d'essai)



en HCN, ce qui a pour conséquence de surévaluer la concentration en cyanures trouvée dans le lixiviat. Or, tel qu'il peut être vu dans le tableau 4.2, la recombinaison d'azote et d'oxygène de l'air pour former des oxydes d'azote est favorisée thermodynamiquement à haute température. Il est donc possible que les concentrations de cyanures données dans le tableau 4.1 et sur la figure 4.3 soient surévaluées.

TABLEAU 4.2 CONCENTRATIONS MOLAIRES CALCULÉES DE NO ET NO<sub>2</sub> À L'ÉQUILIBRE POUR UN MÉLANGE INITIAL 78% N<sub>2</sub> ET 21% O<sub>2</sub>

Température (K)	NO (ppm)	NO <sub>2</sub> (ppm)
300	$3.4 \times 10^{-10}$	$2 \times 10^{-4}$
500	$6 \times 10^{-4}$	0.04
1 000	35	1.9
1 500	785	6.8
2 000	8 100	13.2
2 500	20 660	20

[Source: DE NEVERS, N. (1995) *Air Pollution Control Engineering*, New York, McGraw-Hill, 506 p.]

Les deux derniers points de la figure 4.3(b) sont pris dans des conditions d'opération semblables et permettent d'évaluer l'ordre de grandeur de la constante pour ce réacteur à une pression relative de 770 kPa et à une température de 165°C. La constante ainsi obtenue est de  $2 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$ . À titre de comparaison, une constante de  $3 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$  a été trouvée avec le réacteur III à 169°C (essai 11/III) et une constante cinétique de  $1.85 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$  est obtenue dans un réacteur discontinu agité à 170°C. Il est à noter que le lixiviat traité avec le réacteur pilote est différent de celui traité dans le réacteur ou dans le réacteur discontinu agité, ce qui peut donner une solution plus difficile à traiter tel que discuté dans le chapitre 3.

#### 4.5 Conclusion

Malgré les limites de la méthode de caractérisation et de l'expérimentation (conditions variables de pression, de température, et de puissance), l'essai de destruction des cyanures du lixiviat dans le réacteur pilote démontre deux points importants. Premièrement, tel qu'illustré sur la figure 4.3, les cyanures sont décomposés dans le réacteur. Deuxièmement, l'essai confirme que: 1) le réacteur, 2) l'instrumentation, 3) le système de contrôle, 4) le système

d'acquisition, 5) le système de refroidissement du chalumeau et 6) le système de refroidissement des gaz peuvent être utilisés à l'échelle pilote pour faire des essais longue durée. Pour le compresseur, il est théoriquement en mesure de fournir le débit d'air requis à la pression désirée, mais son point de rosée est trop élevé, situation qui peut être aisément corrigée. Le chalumeau demeure le point faible du montage puisqu'il n'a jamais été utilisé dans des conditions semblables sur une longue période. Exception faite du chalumeau qui est une technologie Westinghouse, la mise à l'échelle du réacteur pilote a été testée de façon concluante.

## CONCLUSION

Dans le réacteur de destruction des cyanures, le système de préchauffage électrique actuel du lixiviat dans le procédé LCL&L fait face à un problème d'entartrement. L'utilisation de brûleurs à carburants fossiles ne constitue pas une solution de remplacement acceptable et l'injection de vapeur présente des inconvénients importants. Quant au chauffage direct de la solution par plasma thermique, il s'avère une voie exploratoire d'intérêt face à la destruction des cyanures. Le plasma ne dilue pas la solution, il ne présente pas de risque d'entartrement et il ne forme pas de carbonates. Le plasma permet de chauffer la solution avec une énergie de haute qualité et il constitue une source intense de rayonnement.

L'objectif principal de cette recherche est d'évaluer la possibilité de traiter le lixiviat de brasques usées produit par le procédé LCL&L par contact direct avec un jet de plasma thermique. Le traitement d'une solution par un plasma submergé constitue l'originalité du projet. Les effets de différents paramètres sur la destruction des cyanures sont étudiés en mode discontinus et continus. L'ensemble des essais donne les résultats nécessaires à la poursuite des travaux à l'échelle pilote.

### **Échelle banc d'essai**

À partir des informations connues au départ sur la destruction des cyanures, le procédé LCL&L et la technologie des plasmas, un premier réacteur plasma est développé. Les expériences faites avec ce réacteur permettent la conception de deux autres réacteurs d'échelle banc d'essai. Tous ces réacteurs sont utilisés dans l'étude expérimentale.

L'étude expérimentale à l'échelle banc d'essai montre que la destruction des cyanures du lixiviat de brasques usées est possible par le réacteur plasma. Du point de vue réactionnel, le réacteur peut se diviser en deux zones distinctes: zone de destruction par hydrolyse thermique et zone de destruction par effet plasma. Les mécanismes réactionnels prévalant dans la zone plasma ne sont pas connus de façon détaillée, mais il est probable qu'il soient reliés à la surface du jet plasma, à l'intensité du rayonnement qu'il émet et aux espèces actives qu'il contient. Pour

toutes les conditions étudiées, le réacteur plasma permet une destruction des cyanures plus rapide qu'un réacteur agité sous pression. Plusieurs essais sont faits avec le lixiviat. Ils visent à éprouver le design du réacteur et à quantifier l'impact de différents paramètres sur le taux de destruction des cyanures. L'étude expérimentale vise aussi à faire la transition vers l'échelle pilote. Les essais sont faits en mode continu et discontinu avec ou sans ajout d'eau d'appoint.

Les essais discontinus sans ajout d'eau d'appoint effectués avec le réacteur I permettent de démontrer que la destruction des cyanures par le plasma est possible à pression atmosphérique. Ils permettent aussi d'apporter des améliorations pour le tube de recirculation et pour la section de désengagement des gaz des configurations subséquentes.

Les essais discontinus avec ajout d'eau d'appoint effectués dans les réacteurs II et III montrent que la décomposition des cyanures par rapport à la concentration de cyanures totaux est prévisible. En effet, si les résultats sont rapportés sur un graphique avec le temps en abscisse et  $-\ln(C/C_0)$  en ordonnée (graphe similaire à une cinétique de premier ordre), les points obtenus s'alignent sur une droite. La pente de cette droite donne une valeur qui est appelée «constante» dans ce travail. La constante trouvée avec les réacteurs plasma II et III en comparaison avec un réacteur agité sous pression est de  $0.59 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$  vs  $0.04 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$  à  $100^\circ\text{C}$  et de  $3 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$  vs  $1.85 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$  à  $170^\circ\text{C}$ . Ces résultats confirment que le plasma joue un rôle sur la décomposition des cyanures et qu'il contribue à donner un taux de destruction plus rapide.

L'impact de plusieurs paramètres sur la décomposition des cyanures des brasques est aussi vérifié par ces essais. Ceux trouvés significatifs et non-significatifs par rapport à leur effet sur la constante sont énumérés ci-bas.

- Effets significatifs:
  - Puissance électrique fournie au chalumeau;
  - point d'addition de l'eau d'appoint;
  - volume de lixiviat traité;
  - addition de peroxyde d'hydrogène au réacteur;

- température et pression d'opération;
- nature du lixiviat.
- Effets non-significatifs
  - Concentration en NaOH du lixiviat
  - addition d'air secondaire (l'addition d'air a un impact sur la teinte du lixiviat traité qui devient plus rapidement rougeâtre);
  - débit de gaz plasmagène;
  - concentration initiale en cyanures totaux du lixiviat (non significatif sur la constante, mais significatif sur le taux de décomposition des cyanures);
  - configuration du réacteur III vs réacteur III;
  - tube de recirculation en quartz vs acier inoxydable.

Pour ces essais, des bilans de matière et d'énergie sont faits. Les bilans d'énergie effectués sur le réacteur laissent voir que la majeure partie de l'énergie fournie par l'alimentation électrique au chalumeau est récupérée en ordre décroissant par: 1) l'eau de refroidissement, 2) les gaz et vapeurs, puis 3) l'eau d'appoint. La part relative allant à l'eau de refroidissement est plus importante à faible puissance. Quant au rendement du chalumeau, il est meilleur à de basses pressions. Les bilans de matière pour les essais à pression atmosphérique bouclent en moyenne à -1.1%, i.e. que la solution se concentre de 1.1% par rapport au lixiviat initialement alimenté au réacteur.

En plus des essais en mode discontinu, un essai continu est fait à une température d'environ 180°C. Dans ce cas, avec une alimentation de lixiviat comprenant 228 mg/L de  $CN^-_{\text{totaux}}$  et à un débit de 180 mL/min, la concentration à la sortie du réacteur passe à 28 mg/L. Avec un débit d'alimentation de 250 mL/min, elle passe à 36 mg/L.

### **Échelle pilote**

Basé sur les résultats obtenus sur le banc d'essai, le montage expérimental est modifié pour être utilisé à l'échelle pilote. Un chalumeau de puissance 60 kW-150 kW fonctionnant à

l'air est utilisé. L'objectif poursuivi est de mettre au point un réacteur pilote qui permettra de faire le design à l'échelle industrielle du procédé.

L'essai de destruction des cyanures du lixiviat dans le réacteur pilote démontre deux points importants. Premièrement, les cyanures sont effectivement décomposés dans le réacteur. Deuxièmement, l'essai confirme que: 1) le réacteur, 2) l'instrumentation, 3) le système de contrôle, 4) le système d'acquisition, 5) le système de refroidissement du chalumeau et 6) le système de refroidissement des gaz peuvent être utilisés à cette échelle pour faire des essais longue durée. Pour le compresseur, il est théoriquement en mesure de fournir le débit d'air requis à la pression désirée, mais son point de rosée est trop élevé (situation qui peut être aisément corrigée). Le chalumeau demeure le point faible du montage puisqu'il n'a jamais été utilisé dans des conditions semblables sur une longue période. Avec une valeur de 60%, l'efficacité énergétique du chalumeau pilote sous une pression de 810 kPa est supérieure à celle obtenue sur le banc d'essai. Exception faite du chalumeau qui est une technologie Westinghouse, la mise à l'échelle du réacteur pilote a été testée de façon concluante.

### **Recommandations pour les travaux futurs**

Tel qu'il a été dit au début de ce mémoire, l'utilisation du plasma submergé pour traiter une solution est une approche nouvelle et originale pour laquelle rien de comparable ne se retrouve dans la littérature. Les travaux effectués dans ce projet ayant peut être comme seul mérite de montrer de façon concrète que cette technologie peut être fonctionnelle, c'est donc un tout nouveau champ d'exploration qui s'ouvre. À cet effet, une liste de recommandations pour des travaux futurs est donnée. Les recommandations s'appliquent pour des solutions caustiques, cependant les propriétés du plasma et du chauffage direct pourraient lui permettre de s'appliquer aussi dans d'autres secteurs.

### **Recommandations pour le traitement du lixiviat de brasques usées**

À court terme, il sera approprié de procéder à un essai continu sur le montage pilote. Jusqu'à présent, exception faite d'un court essai, la totalité des expériences s'est faite avec un chalumeau fonctionnant entre 10 kW et 25 kW et ne fonctionnant pas à l'air. À l'échelle

industrielle, il peut être supposé que la puissance du chalumeau serait de l'ordre de 1 MW et utiliserait l'air comme gaz plasmagène. Il est donc recommandé de passer à un essai continu avec le montage pilote actuellement disponible. Les résultats apportés viendront compléter l'étude menée ici et permettront de faire le passage vers une plus grande échelle en minimisant les risques d'erreur.

- Vérifier le procédé en continu et à plus grande échelle;
- vérifier l'impact d'un plasma d'air en portant une attention particulière aux  $\text{NO}_x$ ;
- vérifier la conception des équipements et du contrôle avant le passage à plus grande échelle.

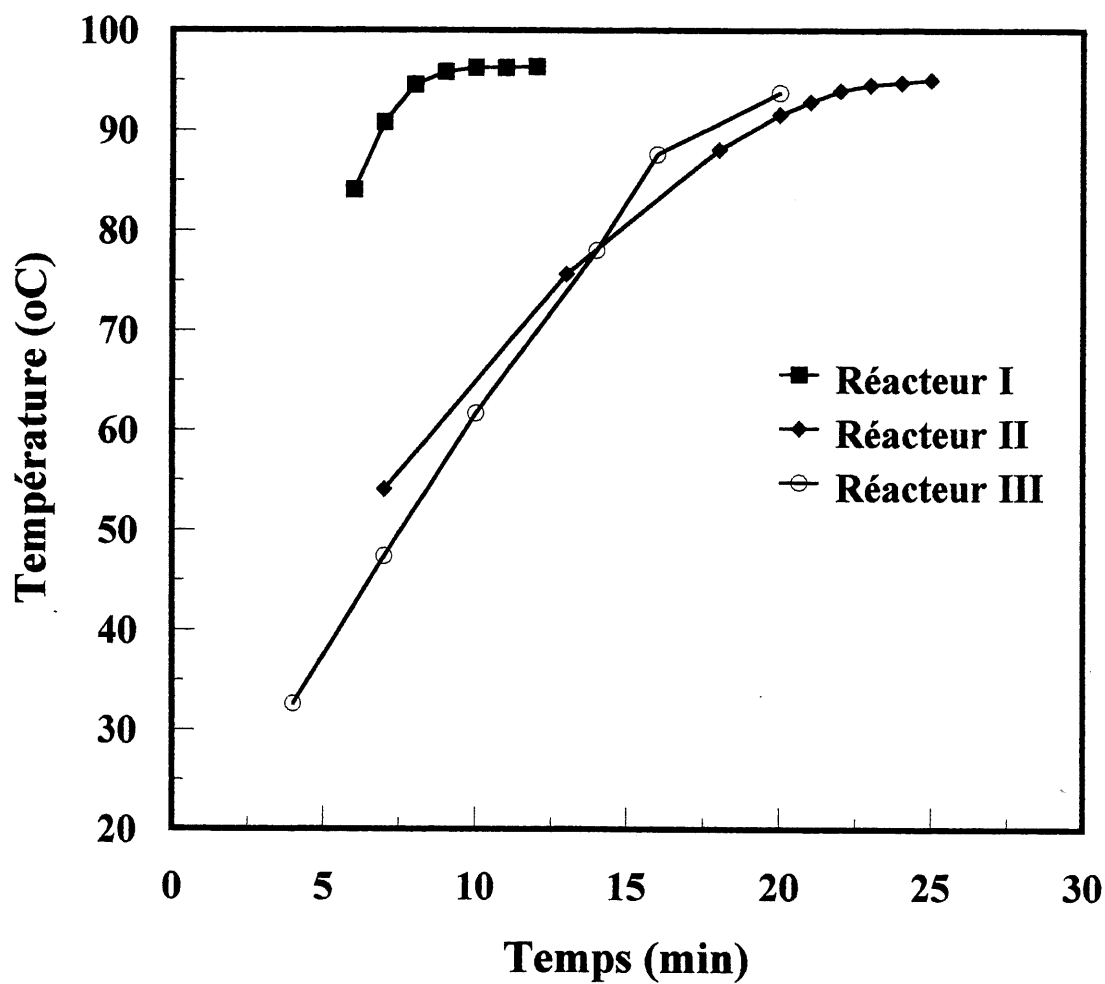
Il a été montré que la destruction des cyanures du lixiviat de brasques usées est réalisable. Il était important de traiter le lixiviat pour vérifier dès le départ la faisabilité du concept. Ceci étant fait, il importera dans le futur de comprendre les mécanismes fondamentaux qui interviennent dans le réacteur.

- Déterminer plus à fond les mécanismes réactionnels permettant la destruction des cyanures par le plasma (gradient thermique, rayonnement, espèces actives, synergie de ces facteurs). Ceci permettra une utilisation plus efficace du plasma;
- utiliser une solution synthétique. Le lixiviat étant une solution à la fois complexe et de composition variable, il est impossible de contrôler les paramètres nécessaires à une étude fondamentale avec ce dernier;
- déterminer la cinétique de décomposition avec le  $\text{H}_2\text{O}_2$ ;
- étudier la destruction des cyanures en fonction de leur nature (ferrocyanures, cyanures libres, thiocyanates, ...) en plus des cyanures totaux;
- analyser le lixiviat traité de manière plus complète afin de vérifier si le plasma attaque les autres espèces présentes, ce qui pourrait être important pour l'utilisation subséquente du lixiviat;
- relier la cinétique de destruction aux paramètres du plasma (puissance, surface, rayonnement émis, ...) au lieu du volume réactionnel vu la zone d'hydrolyse et la zone plasma;

- approfondir la méthode de caractérisation principalement les interférences potentielles entre les nitrites et nitrates ainsi que les autres composants de la solution avec la micro-distillation Lachat.



**APPENDICE 1**  
**Courbe de montée en température**



Courbe de montée en température typique pour les réacteurs I, II et III

**APPENDICE 2**  
**Données complètes servant aux calculs du bilan thermique**

## Essais discontinus à pression atmosphérique à une puissance de 10 kW: ensemble des données

Essai no		Chalumeau					Refroidis. chalumeau				Rend. éner. chalumeau %	Condensat		Eau échangeur				Eau d'appoint				P pertes kW
		N2 L/min	Ar L/min	i A	V V	I x V kW	m kg/min	Te C	Ts C	Peau kW		m kg/min	P cond. kW	m kg/min	Te C	Ts C	Péch. kW	m ml/min	Te C	Ts C	Pappoint kW	
sans eau	2/I	0	25	?	?	9.7	11.5	19.2	27.1	6.3	35							0			0.00	
d'appoint	5/I	0	20	403	25.3	10.2	11.5	25.4	34.4	7.2	29							0			0.00	
	7/I	0	25	355	28.3	10.0	11.5	18.1	26.4	6.7	34							0			0.00	
	8/I	0	25	358	28.0	10.0	11.5	18.2	26.5	6.7	33							0			0.00	
avec eau	1/I	0	25	360	28.3	10.2	11.5	20.4	29.2	7.0	31							90	20.4	94.0	0.46	
d'appoint	2/II	0	25	375	27.4	10.3	10.3	28.0	37.3	6.7	35							?	28.0	95.2	?	
	3/II	0	25	357	28.2	10.1	10.3	22.0	31.4	6.7	33							?	22.0	94.0	?	
	8/II	0	25	406	25.1	10.2	9.5	24.9	34.9	6.6	35	0.07	3.00					85	24.9	94.8	0.41	0.16
	10/II	0	25	381	27.2	10.4	9.5	23.9	34.8	7.2	30	0.08	3.43					70	23.9	94.8	0.35	-0.63
n		9																				
Moyennes		10.1					6.8				33											
Moy. (%)		100					67.2															
Écart-type		0.19					0.30				2.2											

Note: lorsque les données de l'échangeur sont disponibles, ce sont celles qui sont utilisées pour le calcul des pertes. Lorsqu'elles ne sont pas disponibles, ce sont celles du condensat.

## Essais discontinus à pression atmosphérique à une puissance de 10 kW: données complètes pour le réacteur II

Essai no		Chalumeau					Refroidis. chalumeau				Rend. éner. chalumeau %	Condensat		Eau échangeur				Eau d'appoint				P pertes kW
		N2 L/min	Ar L/min	i A	V V	I x V kW	m kg/min	Te C	Ts C	Peau kW		m kg/min	P cond. kW	m kg/min	Te C	Ts C	Péch. kW	m ml/min	Te C	Ts C	Pappoint kW	
avec eau	8/II	0	25	406	25.1	10.2	9.5	24.9	34.9	6.6	35	0.07	3.0					85	24.9	94.8	0.41	0.16
d'appoint	10/II	0	25	381	27.2	10.4	9.5	23.9	34.8	7.2	30	0.08	3.4					70	23.9	94.8	0.35	-0.63
n		2																				
Moyennes		10.3					6.9				32.7	3.2						0.4				-0.2
Moy. (%)		100					67.3					31.3						3.7				-2.3
Écart-type		0.12					0.42				3.30	0.31						0.05				0.56

Note: lorsque les données de l'échangeur sont disponibles, ce sont celles qui sont utilisées pour le calcul des pertes. Lorsqu'elles ne sont pas disponibles, ce sont celles du condensat.

# Essais discontinus à pression atmosphérique à une puissance de 20 kW: ensemble des données

Essai no		Chalumeau					Refroidis. chalumeau				Rend. éner. chalumeau %	Condensat		Eau échangeur				Eau d'appoint				P pertes kW
		N2 L/min	Ar L/min	i A	V V	I x V kW	m kg/min	Te C	Ts C	Peau kW		m kg/min	P cond. kW	m kg/min	Te C	Ts C	Péch. kW	m ml/min	Te C	Ts C	Pappoint kW	
avec eau	4/II	14	12.5	320	61.0	19.5	10.0	19.4	35.9	11.5	41							200	19.4	102.4	1.16	
d'appoint	5/II	14	12.5	307	63.8	19.6	9.0	20.9	39.1	11.4	42							200	20.9	101.9	1.13	
	6/II	14	12.5	380	56.0	21.3	9.0	?	42.9			0.23	10.0					225	21.1	100.8	1.25	
	9/II	14	12.5	374	52.8	19.7	9.5	26.5	42.6	10.7	46	0.21	9.0					190	26.5	101.4	0.99	-0.87
	12/III	14	12.0	316	65.0	20.5	9.8	21.2	35.2	9.6	53	0.22	9.5					220	21.2	106.9	1.31	0.185
	13/II	14	12.5	315	63.0	19.8	10.7	25.5	37.8	9.2	54	0.2	8.6					280	25.5	102.8	1.51	0.607
	14/II	14	12.5	340	58.0	19.7	10.6	24.7	38.6	10.3	48	0.2	8.6	21	25	31	9.4	195	24.7	104.0	1.08	-0.99
	15/II	14	12.5	370	55.0	20.4	10.8	24.9	43.8	14.2	30	0.17	7.1	11.5	25	34	6.6	195	24.9	101.3	1.04	-1.5
	16/II	20	18.0	270	75.0	20.3	10.4	26.0	40.6	10.6	48	0.2	8.6	10	26	38	8.3	195	26.0	102.4	1.04	0.344
	17/II	14	12.5	310	62.0	19.2	10.4	24.8	39.6	10.7	44	0.2	8.6	10	25	37	8.3	195	24.8	103.5	1.07	-0.8
	18/II	14	12.5	310	65.0	20.2	10.6	25.6	41.3	11.6	42	0.21	9.0	10	25	38	9.1	225	25.6	103.9	1.23	-1.81
	19/II	14	12.5	298	67.0	20.0	10.5	25.5	38.5	9.5	52	0.22	9.2	10.5	23	34	7.9	215	25.5	99.8	1.11	1.44
n		12									11			11								
Moyennes		20.0									10.8			46								
Moy. (%)		100									54											
Écart-type		0.55									1.39			6.8								

Note: lorsque les données de l'échangeur sont disponibles, ce sont celles qui sont utilisées pour le calcul des pertes. Lorsqu'elles ne sont pas disponibles, ce sont celles du condensat.

## Essais discontinus à pression atmosphérique à une puissance de 20 kW: données complètes pour le réacteur II

Essai no		Chalumeau					Refroidis. chalumeau				Rend. éner. chalumeau %	Condensat		Eau échangeur				Eau d'appoint				P pertes kW
		N2 L/min	Ar L/min	i A	V V	I x V kW	m kg/min	Te C	Ts C	Peau kW		m kg/min	P cond. kW	m kg/min	Te C	Ts C	Péch. kW	m ml/min	Te C	Ts C	Pappoint kW	
avec eau	9/II	14	12.5	374	52.8	19.7	9.5	26.5	42.6	10.7	46	0.21	9.0					190	26.5	101.4	0.99	-0.87
d'appoint	13/II	14	12.5	315	63.0	19.8	10.7	25.5	37.8	9.2	54	0.2	8.6					280	25.5	102.8	1.51	0.607
	14/II	14	12.5	340	58.0	19.7	10.6	24.7	38.6	10.3	48	0.2	8.6	21	25	31	9.4	195	24.7	104.0	1.08	-0.99
	15/II	14	12.5	370	55.0	20.4	10.8	24.9	43.8	14.2	30	0.17	7.1	11.5	25	34	6.6	195	24.9	101.3	1.04	-1.5
	16/II	20	18.0	270	75.0	20.3	10.4	26.0	40.6	10.6	48	0.2	8.6	10	26	38	8.3	195	26.0	102.4	1.04	0.344
	17/II	14	12.5	310	62.0	19.2	10.4	24.8	39.6	10.7	44	0.2	8.6	10	25	37	8.3	195	24.8	103.5	1.07	-0.8
	18/II	14	12.5	310	65.0	20.2	10.6	25.6	41.3	11.6	42	0.21	9.0	10	25	38	9.1	225	25.6	103.9	1.23	-1.81
	19/II	14	12.5	298	67.0	20.0	10.5	25.5	38.5	9.5	52	0.22	9.2	10.5	23	34	7.9	215	25.5	99.8	1.11	1.44
n		8																				
Moyennes		19.9									10.8	45.6		8.6				8.3				-0.2
Moy. (%)		100									54.4			43.0				41.5				-0.9
Écart-type		0.36									1.56	7.32		0.65				0.99				2.30

Note: lorsque les données de l'échangeur sont disponibles, ce sont celles qui sont utilisées pour le calcul des pertes. Lorsqu'elles ne sont pas disponibles, ce sont celles du condensat.

### Essais discontinus à pression atmosphérique à une puissance de 20 kW: données complètes pour le réacteur III

Essai no		Chalumeau					Refroidis. chalumeau				Rend. éner. chalumeau %	Condensat		Eau échangeur				Eau d'appoint				Ppertes kW
		N2 L/min	Ar L/min	i A	V V	I x V kW	m kg/min	Te C	Ts C	Peau kW		m kg/min	P cond. kW	m kg/min	Te C	Ts C	Péch. kW	m ml/min	Te C	Ts C	Pappoint kW	
avec eau	12/III	14	12.0	316	65.0	20.5	9.8	21.2	35.2	9.6	53	0.22	9.5					220	21.2	106.9	1.31	0.185
d'appoint																						

Note: lorsque les données de l'échangeur sont disponibles, ce sont celles qui sont utilisées pour le calcul des pertes. Lorsqu'elles ne sont pas disponibles, ce sont celles du condensat.

### Essai discontinu à pression atmosphérique à une puissance de 24 kW

Essai no		Chalumeau					Refroidis. chalumeau				Rend. éner. chalumeau %	Condensat		Eau échangeur				Eau d'appoint				Ppertes kW
		N2 L/min	Ar L/min	i A	V V	I x V kW	m kg/min	Te C	Ts C	Peau kW		m kg/min	P cond. kW	m kg/min	Te C	Ts C	Péch. kW	m ml/min	Te C	Ts C	Pappoint kW	
avec eau	7/II	19	6.0	424	55.8	23.7	8.5	25.0	46.9	13.0	45	0.26	11.14					205	25.0	103.0	1.11	-1.56
d'appoint																						

Note: lorsque les données de l'échangeur sont disponibles, ce sont celles qui sont utilisées pour le calcul des pertes. Lorsqu'elles ne sont pas disponibles, ce sont celles du condensat.

### Essai discontinu à 12.2 atm à une puissance de 24 kW

Essai no		Chalumeau					Refroidis. chalumeau				Rend. éner. chalumeau %	Condensat		Eau échangeur				Eau d'appoint				Ppertes kW
		N2 L/min	Ar L/min	i A	V V	I x V kW	m kg/min	Te C	Ts C	Peau kW		m kg/min	P cond. kW	m kg/min	Te C	Ts C	Péch. kW	m ml/min	Te C	Ts C	Pappoint kW	
avec eau	11/III	0	87.0	410	58.2	23.9	9.5	22.4	49.4	17.9	25							130	22.4	163.0	1.27	
d'appoint																						

Note: lorsque les données de l'échangeur sont disponibles, ce sont celles qui sont utilisées pour le calcul des pertes. Lorsqu'elles ne sont pas disponibles, ce sont celles du condensat.

### APPENDICE 3

Fichier des données cumulées par le système d'acquisition  
lors de l'essai avec le réacteur d'échelle pilote

TEMPS (min)	T2 (°C)	T3 (°C)	T5 (°C)	T6 (°C)	T8 (°C)	T9 (°C)	T10 (°C)	T12 (°C)	Torch_In (°C)	Torch_Out (°C)	Pression (PSig)	Echang_1 (LPM)	Echang_2 (LPM)	Torche (LPM)	Tension (V)	Courant (Amp)	Gaz_Air (LPM)	Gaz_Ar (LPM)		
2.483	59.814	35.498	34.34	43.139	15.212	17.146	18.791	18.192	10.402	16.972	17.467	21.607	13.479		49	491.618	154.773	374.762	2.998	
2.567	60.809	36.893	34.799	43.128	14.955	17.561	18.537	18.18	10.452	17.022	17.54	25.934	16.382		49	495.622	144.225	372.808	1.484	
2.633	63.14	37.995	34.143	45.138	15.497	16.943	19.014	18.415	10.69	16.769	17.393	29.125	19.023		49	506.463	153.015	374.2	2.705	
2.700	64.236	39.902	34.833	44.432	15.053	17.597	18.573	18.034	10.489	17.119	17.906	32.437	21.546		49	498.942	146.472	373.981	3.853	
2.783	66.535	41.328	34.337	46.419	15.393	16.961	19.093	18.493	10.709	16.787	17.906	35.991	23.847		49	486.637	150.476	374.103	4.098	
2.850	66.828	43.775	34.942	46.666	15.044	17.527	18.807	18.085	10.603	17.049	18.126	40.337	27.427		49	494.157	151.452	373.834	0.922	
2.917	68.218	44.595	34.72	48.054	14.996	17.48	18.759	17.977	10.617	16.94	18.455	39.996	27.581		49	491.813	150.085	373.565	2.07	
2.983	70.402	46.707	34.94	48.325	14.98	17.525	18.865	18.022	10.601	17.291	18.455	40.15	27.308		49	491.129	150.085	373.37	1.02	
3.067	72.915	47.391	34.407	49.007	15.465	17.155	19.225	18.322	10.72	17.103	18.529	39.783	26.866		49	492.106	152.527	374.64	1.948	
3.133	73.259	49.808	34.953	49.538	15.116	17.356		19	18.218	10.738	17.304	18.602	39.276	27.252		49	490.739	148.425	375.104	2.876
3.200	74.994	50.996	34.357	51.579	15.535	17.042	19.598	18.513	10.791	17.051	19.005	38.348	27.143		49	507.049	154.871	372.93	1.508	
3.267	76.803	52.547	34.903	51.71	14.941	17.547	19.07	18.166	10.686	17.252	19.151	38.194	26.705		49	504.509	150.964	374.249	3.023	
3.350	78.489	53.519	35.029	51.889	15.012	17.678	19.139	18.054	10.756	17.261	19.408	38.48	26.419		49	510.076	147.937	372.808	0.458	
3.417	79.644	55.405	34.933	53.158	15.095	17.457	19.344	18.076	10.779	17.345	19.518	38.723	26.471		49	506.267	159.461	373.663	2.217	
3.483	81.571	57.251	34.588	54.164	15.51	17.078	19.937	18.793	11.136	17.026	19.701	39.496	26.811		49	510.174	147.448	373.223	3.194	
3.567	83.167	59.142	34.55	55.221	15.615	16.938	20.101	18.714	10.995	16.886	19.994	38.704	25.699		49	516.327	147.058	374.005	3.267	
3.633	83.034	61.687	34.874	55.533	15.34	17.335	19.89	18.38	10.965	17.284	20.433	38.273	25.589		49	509.49	157.41	373.956	1.142	
3.700	85.61	62.194	34.47	55.877	15.592	17.159	20.139	18.448	10.848	17.412	20.506	38.891	25.585		49	514.373	153.21	374.884	2.217	
3.767	87.333	64.767	35.192	57.47	15.181	17.786	19.854	18.101	10.819	17.552	21.129	39.355	25.753		49	506.17	157.215	372.879	1.875	
3.850	88.579	65.233	34.628	58.784	15.574	17.08	20.484	18.43	11.015	17.211	21.166	39.244	25.367		49	510.955	153.796	373.028	0.776	
3.917	89.904	66.67	34.626	60.014	15.694	17.138	20.664	18.488	10.889	17.575	21.459	39.509	25.64		49	514.471	154.089	374.176	4.488	
3.983	91.486	68.482	34.853	60.229	15.501	17.068	20.836	18.479	10.88	17.566	22.081	39.2	25.808		49	512.909	155.164	373.492	0.336	
4.067	91.427	69.576	34.728	61.061	15.494	17.305	20.829	18.229	10.811	17.742	22.191	39.432	26.195		49	522.382	151.452	373.272	2.266	
4.133	94.202	72.622	35.172	61.26	15.467	17.339	20.924	18.445	10.907	17.654	22.484	40.514	26.03		49	507.928	156.629	372.93	2.461	
4.200	94.606	74.242	35.446	61.911	15.202	17.685	20.903	18.121	10.825	17.633	23.143	39.432	25.58		49	519.55	146.96	372.857	1.264	
4.267	97.116	75.917	35.022	63.012	15.555	17.123	21.313	18.412	10.811	17.742	23.693	39.277	25.249		49	521.015	139.928	372.979	1.973	
4.350	97.382	77.116	34.85	64.572	15.621	17.066	21.801	18.538	11.125	17.624	24.132	39.123	25.03		49	520.526	142.077	373.761	1.924	
4.417	99.342	78.007	34.935	62.985	15.587	17.093	21.888	18.443	10.967	17.651	24.572	38.196	24.927		49	524.335	144.518	373.712	2.827	
4.483	99.211	80.951	35.55	62.734	15.372	17.488	21.917	18.412	11.12	17.559	25.084	38.35	24.876		49	524.921	146.472	373.345	3.511	
4.550	100.537	80.649	35.339	63.479	15.397	17.574	21.942	18.193	10.898	18.192	25.597	39.454	24.876		49	522.773	147.448	373.126	1.704	
4.633	102.43	84.483	35.242	65.338	15.723	16.985	22.688	18.761	11.104	17.665	25.744	38.957	24.876		49	509.49	152.722	374.909	1.362	
4.700	103.604	85.638	35.687	65.75	15.27	17.63	22.36	18.249	10.955	18.127	26.22	39.884	24.767		49	518.378	143.151	373.37	2.534	
4.767	103.152	87.149	35.353	65.489	15.655	17.222	22.98	18.571	11.159	18.023	27.062	41.309	24.6		49	538.985	154.871	372.1	0.8	
4.833	105.982	88.3	35.563	64.857	15.569	17.441	23.016	18.242	10.887	18.242	27.904	39.718	24.435		49	525.117	149.402	371.489	1.704	
4.917	106.631	83.949	35.42	66.327	15.786	17.109	23.711	18.702	11.23	18.032	28.014	40.491	25.003		49	527.461	152.429	372.295	1.631	
4.983	107.604	84.048	35.822	66.54	15.533	17.283	23.702	18.571	11.159	18.084	28.381	40.491	25.277		49	527.167	143.737	374.616	3.902	
5.050	109.459	89.917	35.998	73.244	15.594	17.222	21.714	18.632	11.282	17.962	50.392	40.336	25.496		49	536.934	147.253	372.613	2.803	
5.133	110.986	89.051	36.683	74.918	15.27	17.813	19.031	18.188	10.832	18.675	66.323	40.646	25.364		49	579.809	141.686	371.172	3.121	
5.200	112.369	88.41	36.037	76.494	15.757	17.08	19.514	18.733	11.324	18.368	72.989	40.933	25.196		49	589.38	151.941	371.685	2.534	
5.267	112.734	89.055	36.453	75.303	15.274	17.696	19.764	18.254	10.898	19.772	74.381	39.214	25.141		49	584.692	153.992	369.608	2.314	
5.333	113.655	90.223	36.219	75.63	15.213	17.757	20.067	18.315	11.145	20.075	74.6	39.446	25.094		49	592.407	141.198	368.656	0.995	
5.417	114.348	89.934	35.489	75.606	15.553	17.425	20.646	18.592	11.303	19.927	73.941	38.519	25.144		49	574.437	157.898	368.876	2.461	
5.483	115.981	89.722	35.255	75.116	15.614	17.364	20.767	18.713	11.365	19.866	74.161	37.404	25.035		49	598.853	151.452	369.047	1.313	
5.550	119.072	91.513	34.948	76.843	15.601	17.229	20.874	18.639	11.474	19.853	73.575	37.758	25.254		49	596.705	149.011	368.876	1.973	
5.617	121.959	94.577	35.183	75.757	15.54	17.716	20.693	18.274	10.981	20.641	74.197	37.14	24.741		49	585.278	143.444	368.46	2.656	
5.700	123.054	94.928	34.694	77.585	15.886	17.086	21.459	18.801	11.454	19.893	74.124	37.449	24.49		49	601.002	160.633	368.851	2.241	
5.767	123.855	94.079	34.687	78.878	15.94	17.202	21.452	18.673	11.262	20.129	74.124	37.671	24.541		49	617.898	148.327	366.995	1.704	
5.833	123.687	91.207	35.313	78.482	15.308	17.791	20.948	18.227	10.994	20.594	74.051	37.671	25.218		49	591.528	161.707	368.216	2.217	
5.917	124.135	79.324	35.307	79.017	15.424	17.906	21.123	18.22	10.988	20.89	73.795	37.074	25.218		49	586.059	146.179	367.019	0.409	
5.983	122.743	83.76	34.92	79.957	15.51	17.626	21.45	18.427	11.136	20.733	74.051	37.302	25.382		49	593.775	156.14	366.75	1.753	
6.050	124.215	78.003	35.048	81.585	15.46	17.454	21.4	18.438	11.209	20.381	73.868	37.766	25.703		49	571.409	154.187	367.752	0.556	
6.133	125.743	77.75	34.715	81.71	15.542	17.658	21.481	18.276	11.045	20.764	73.721	37.457	25.535		49	580.199	150.574	368.363	1.753	
6.200	126.498	78.889	34.835	81.604	15.728	17.355	21.846	18.704	11.602	20.161	74.637	38.413	25.535		49	569.066	156.433	366.384	1.337	
6.267	127.801	87.317	34.715	82.893	15.97	17.17	22.085	18.824	11.477	20.704	75.113	40.113			49	581.274		367.141		
6.333	126.772	92.757	35.037	83.027	15.571	17.382	21.993	18.792	11.692	20.369	75.443	40.222	25.813		49	568.284	149.89	367.117	1.289	
6.417	131.115	90.679	34.376	83.12	15.922	17.245	22.4	18.716	11.367	20.414	76.395	40.025	25.68		49	579.125	142.858	367.044	2.583	
6.483	131.777	91.805	35.037	82.274	15.632	17.321	22.596	18.974	11.63	20.188	76.908	40.267	25.7							



TEMPS (min)	T2. (°C)	T3 (°C)	T5 (°C)	T6 (°C)	T8 (°C)	T9 (°C)	T10 (°C)	T12 (°C)	Torch_In (°C)	Torch_Out (°C)	Pression (PSig)	Echang_1 (LPM)	Echang_2 (LPM)	Torche (LPM)	Tension (V)	Courant (Amp)	Gaz_Air (LPM)	Gaz_Ar (LPM)
6.900	132.126	93.075	34.979	85.813	15.449	17.87	23.5	18.245	11.198	21.096	80.533	40.15	24.745	49	584.008	154.285	365.187	1.168
6.983	138.772	98.641	35.205	87.14	15.44	17.739	23.912	18.358	11.312	20.966	81.01	38.45	24.745	49	574.73	157.019	367.166	1.337
7.050	139.056	98.156	34.661	87.073	15.914	17.297	24.497	18.768	11.482	21.071	82.145	38.881	24.083	49	588.208	149.109	367.508	1.386
7.117	139.44	97.778	35.236	88.553	15.533	17.831	24.244	18.45	11.345	20.997	81.486	38.969	24.576	49	574.632	156.336	365.993	0.629
7.183	138.896	103.519	35.294	87.967	15.472	17.649	24.304	18.45	11.345	20.937	81.998	39.433	24.631	49	592.212	147.253	366.702	1.777
7.267	139.27	102.508	35.092	89.114	15.812	17.561	24.577	18.727	11.749	20.789	82.035	39.698	24.326	49	606.666	149.695	365.163	-0.543
7.333	137.671	100.875	34.838	89.947	15.547	17.784	24.197	18.342	11.297	21.192	81.852	38.919	26.076	49	585.864	146.96	366.335	1.679
7.400	138.907	100.979	35.307	89.894	15.608	17.723	24.317	18.464	11.667	20.95	81.925	38.919	26.463	49	561.545	146.667	364.919	1.606
7.467	139.263	103.904	34.79	91.283	16.108	17.369	24.669	18.536	11.432	21.385	81.998	39.195	26.291	49	584.106	149.89	366.775	1.313
7.550	138.518	103.9	34.786	92.232	15.737	17.608	24.564	18.288	11.242	21.441	81.779	38.599	26.674	49	587.329	152.624	364.919	-0.25
7.617	135.762	105.32	34.925	93.309	15.882	17.753	24.646	18.371	11.265	21.524	82.474	38.908	26.784	49	593.189	158.484	366.799	1.753
7.683	136.946	103.29	35.036	92.933	15.997	17.319	24.88	18.851	11.813	20.912	81.998	39.156	26.455	49	574.339	149.304	365.456	1.484
7.750	138.131	103.806	35.325	93.087	15.565	17.68	24.515	18.542	11.809	20.908	81.815	78.443	26.732	49	567.112	144.323	366.531	1.484
7.833	139.098	107.306	35.123	93.645	15.66	17.836	24.248	18.211	11.411	21.425	82.621	79.215	26.853	49	601.002	146.862	366.409	1.166
7.900	139.272	107.128	35.036	94.253	16.242	17.259	25	18.79	11.567	21.457	83.903	78.443	26.47	49	588.989	153.503	366.995	2.217
7.967	140.587	109.325	34.838	94.866	16.158	17.419	25.097	18.707	11.729	21.434	84.196	77.714	26.525	49	559.299	157.019	366.628	1.753
8.033	138.571	108.149	35.377	94.77	15.681	17.735	24.809	18.536	11.678	21.022	84.709	77.4	25.054	49	568.187	149.792	364.943	0.092
8.117	141.892	108.835	34.925	95.102	16.127	17.326	25.606	18.858	11.759	21.101	85.771	77.245	24.611	49	575.316	153.992	367.044	1.508
8.183	142.926	111.305	35.16	96.312	15.638	17.57	25.725	18.797	12.005	20.98	86.796	77.123	24.337	49	549.435	155.554	366.824	1.997
8.250	144.182	112.052	34.958	96.709	16.1	17.604	25.998	18.649	11.423	21.739	87.272	76.505	25.097	49	572.484	154.187	366.531	1.997
8.317	143.307	114.827	35.379	97.138	15.438	17.92	25.59	18.356	11.496	21.327	88.444	76.66	25.206	49	594.556	152.038	367.092	1.777
8.400	145.364	114.566	35.08	97.553	15.738	17.791	26.003	18.349	11.428	21.623	89.067	77.648	25.425	49	567.112	155.066	366.409	1.973
8.467	145.859	116.969	35.438	97.925	15.622	17.859	26.249	18.417	11.743	21.327	90.166	37.625	25.986	49	568.089	151.355	366.384	0.702
8.533	146.462	118.715	35.456	97.941	15.518	17.999	26.565	18.374	11.699	21.526	90.861	37.471	25.974	49	582.543	149.402	367.312	1.069
8.617	147.144	118.05	35.334	98.199	16.002	17.446	27.218	18.916	12.003	21.401	91.85	37.625	25.974	49	604.225	140.416	366.213	0.898
8.683	148.291	117.818	35.067	99.322	16.152	17.23	27.662	18.761	11.846	21.67	93.059	38.52	26.029	49	601.197	152.624	366.457	2.168
8.750	148.396	121.885	35.075	99.957	16.222	17.361	27.91	18.953	11.916	21.558	93.828	38.211	26.185	49	591.333	139.928	367.654	2.046
8.817	148.743	121.739	35.082	100.329	16.229	17.368	27.976	18.656	11.554	22.048	94.67	38.829	26.569	49	582.841	141.295	365.651	0.995
8.900	149.898	123.541	35.649	100.259	15.719	17.652	27.896	18.696	11.903	21.544	94.817	38.454	26.18	49	593.091	144.909	367.483	2.901
8.967	150.804	121.345	35.213	100.915	15.815	17.686	28.228	18.365	11.506	22.242	95.659	38.608	25.476	49	563.01	153.796	367.312	1.704
9.033	150.321	124.866	35.63	100.503	15.455	17.997	28.294	18.433	11.574	21.826	96.831	38.087	25.202	49	607.741	162.293	365.993	1.289
9.100	151.938	125.148	35.465	101.504	15.772	17.947	28.543	18.262	11.586	22.381	97.783	36.762	25.202	49	587.622	152.331	367.288	1.777
9.183	152.071	126.594	35.684	101.594	15.756	17.627	28.825	18.55	11.939	21.761	98.186	37.067	25.022	49	588.696	147.839	366.995	2.29
9.250	152.429	127.214	35.352	102.393	15.715	17.83	28.964	18.205	11.529	22.325	99.138	37.994	24.975	49	591.821	136.412	367.654	2.632
9.317	153.484	127.199	35.804	102.742	15.697	17.751	29.184	18.491	11.695	22.066	99.908	38.922	25.197	49	578.097	153.113	366.702	0.141
9.383	153.909	128.14	35.378	103.665	16.415	17.187	30.06	18.658	11.741	22.352	101.189	38.337	24.595	49	620.925	150.671	366.702	1.533
9.467	154.5	130.553	35.389	104.142	15.631	17.808	29.537	18.183	11.567	22.242	101.629	38.182	24.614	49	609.596	140.514	365.92	1.069
9.533	154.211	131.205	35.508	104.196	15.94	17.81	29.836	18.185	11.632	22.426	102.178	38.635	24.45	49	581.274	150.183	367.581	1.631
9.600	154.866	131.33	35.773	104.274	15.849	17.476	30.222	18.581	12.033	21.914	102.874	39.319	24.893	49	591.138	154.48	367.337	0.727
9.667	154.809	132.17	35.762	105.613	15.593	17.769	30.33	18.368	11.775	22.084	103.716	39.478	24.952	49	573.851	154.871	365.749	0.385
9.750	154.996	131.763	35.343	105.45	16.256	17.212	31.033	18.804	12.074	22.135	105.035	40.431	24.952	49	564.573	141.881	366.579	1.044
9.817	156.28	132.287	35.489	105.527	16.225	17.425	31.002	18.591	11.673	22.847	105.584	40.828	24.733	49	596.705	164.54	367.263	2.461
9.883	156.64	135.097	35.808	105.55	15.702	17.39	31.206	18.739	12.193	22.07	106.134	40.519	24.678	49	597.974	152.136	367.386	1.728
9.967	157.553	134.046	35.507	105.646	15.877	17.747	31.198	18.305	11.63	22.786	106.72	39.382	24.397	49	596.021	138.854	365.529	0.873
10.033	156.429	135.228	35.317	106.877	16.108	17.307	31.776	18.717	11.924	22.591	108.038	38.614	24.397	49	595.826	158.484	367.141	1.728
10.100	158.167	134.727	35.548	106.821	16.286	17.12	32.067	18.713	12.105	22.527	108.331	38.614	24.788	49	638.31	152.234	366.604	1.875
10.167	157.261	137.917	35.973	106.886	15.568	17.684	31.669	18.363	11.997	22.24	108.771	39.674	24.083	49	619.363	153.21	367.215	1.411
10.250	157.148	137.405	35.426	108.367	16.343	17.298	32.358	18.647	12.1	22.582	109.723	38.602	23.919	49	599.146	152.82	365.725	1.191
10.317	159.312	138.187	35.648	108.304	16.268	17.224	32.64	18.816	12.209	22.509	110.492	37.83	23.919	49	625.223	157.703	366.018	-0.372
10.383	159.343	138.861	35.86	108.027	16.062	17.384	32.677	18.733	12.248	22.366	111.115	38.731	24.243	49	626.981	150.378	366.555	1.802
10.450	159.981	139.96	35.991	108.348	15.587	17.763	32.572	18.381	12.139	22.439	111.261	38.609	24.191	49	620.828	150.378	364.894	0.995
10.533	157.085	137.539	36.054	109.228	15.775	17.402	32.872	18.629	12.205	22.444	110.419	38.764	24.755	49	625.32	148.718	367.557	2.363
10.600	155.855	138.014	35.678	109.156	16.117	17.194	33.025	18.787	12.118	22.841	108.771	40.332	24.59	49	639.97	148.23	366.848	1.704
10.667	157.799	137.972	35.57	109.884	16.309	17.142	32.739	18.735	12.128	22.67	107.159	41.159	24.645	49	641.044	141.491	367.557	1.264
10.733	155.989	136.218	36.017	109.968	15.92	17.486	32.067	18.713	12.289	22.466	105.804	40.691	24.751	49	621.707	158.777	367.019	1.484
10.817	154.448	134.39	35.913	110.186	16.056	17.133	31.903	18.726	12.057	22.6	104.632	40.366	24.141	49	610.573	140.807	366.409	-0.495
10.883	153.484	134	35.98	110.605	16.004	17.569	31.32	18.918	12.251	22.489	103.131	40.099	23.475	49	607.057	159.168	367.483	1.75

TEMPS (min)	T2 (°C)	T3 (°C)	T5 (°C)	T6 (°C)	T8 (°C)	T9 (°C)	T10 (°C)	T12 (°C)	Torch_In (°C)	Torch_Out (°C)	Pression (PSig)	Echang_1 (LPM)	Echang_2 (LPM)	Torche (LPM)	Tension (V)	Courant (Amp)	Gaz_Air (LPM)	Gaz_Ar (LPM)
11.317	151.53	133.443	35.97	111.829	15.748	17.741	29.293	18.603	12.055	22.538	99.029	41.339	24.873	49	592.017	154.382	368.021	2.314
11.383	151.638	132.856	36.041	112.25	15.639	17.754	29.306	18.434	11.884	22.672	99.871	40.843	25.037	49	625.32	149.597	367.459	1.704
11.450	152.507	135.337	35.857	112.294	15.875	17.319	29.773	18.911	12.306	22.422	100.75	41.306	24.654	49	629.71	5	-1.247	367.581
11.517	152.413	135.887	35.744	112.554	16.002	17.567	29.955	18.612	12.372	22.366	101.775	41.766	25.202	49	620.046	149.304	367.288	1.337
11.600	153.449	136.498	35.527	113.031	16.447	17.22	30.448	18.812	12.267	22.505	103.057	41.457	26.059	49	639.97	146.179	365.383	-0.47
11.667	153.964	137.866	35.386	113.062	16.423	17.134	30.779	18.909	12.304	22.601	103.973	42.075	25.607	49	650.029	160.731	367.996	1.899
11.733	155.338	138.724	35.757	113.027	16.015	17.52	30.562	18.747	12.324	22.5	104.669	42.075	25.706	49	666.242	150.964	366.433	1.899
11.800	154.569	140.116	35.766	112.676	15.902	17.59	30.808	18.756	12.457	22.509	105.474	41.259	25.706	49	645.244	153.699	366.824	0.702
11.883	155.816	138.668	35.573	113.635	16.129	17.755	30.969	18.313	11.946	23.275	106.537	46.513	25.522	49	619.07	153.308	367.386	1.435
11.950	156.026	141.402	35.299	112.986	16.455	17.288	31.698	18.819	12.275	22.874	107.709	45.677	25.138	49	640.849	148.913	367.068	0.263
12.017	158.115	140.866	35.542	113.71	15.792	17.906	31.234	18.403	11.976	23.184	108.514	45.186	25.135	49	650.811	136.314	367.044	0.385
12.083	158.238	142.323	35.633	113.483	16.253	17.209	32.094	18.862	12.441	22.795	109.613	44.91	25.026	49	623.269	147.937	367.41	2.241
12.167	158.75	142.845	35.962	113.667	15.862	17.793	31.775	18.412	12.046	23.373	109.759	44.523	25.648	49	664.972	142.76	366.873	1.264
12.233	159.163	144.201	35.818	114.309	16.262	17.279	32.812	18.871	12.389	23.166	111.408	44.623	25.648	49	679.231	143.639	366.824	1.924
12.300	159.567	142.497	36.074	114.226	15.857	17.606	32.48	18.529	12.227	23.068	111.92	44.623	25.922	49	674.934	160.828	366.921	1.435
12.367	159.887	142.479	35.935	114.258	16.14	17.279	32.989	18.81	12.573	23.106	113.092	44.009	25.964	49	669.172	146.472	366.702	1.557
12.450	160.429	144.458	35.89	114.832	16.276	17.414	33.297	18.885	12.464	23.119	114.008	42.851	26.087	49	681.087	152.722	366.897	1.484
12.517	160.914	143.478	36.07	114.836	16.036	17.419	33.36	18.828	12.469	23.244	115.436	42.585	26.69	49	705.698	147.155	372.026	2.363
12.583	161.943	146.245	35.856	115.568	16.057	17.744	33.321	18.363	11.874	23.866	117.158	37.543	26.698	49	712.632	155.652	373.345	1.215
12.650	161.791	144.815	35.73	115.561	16.537	17.309	34.078	18.719	12.542	23.797	117.927	39.324	26.314	49	722.301	156.336	375.006	1.215
12.733	160.254	147.517	36.088	116.076	15.993	17.62	33.967	18.725	12.548	23.503	118.879	39.38	26.369	49	708.726	154.773	375.373	2.266
12.800	162.887	147.648	35.834	116.774	16.523	17.173	34.771	18.827	12.405	23.784	119.025	39.689	26.207	49	701.01	149.792	375.202	1.973
12.867	163.153	146.89	36.099	116.698	16.068	17.875	34.214	18.433	12.068	24.116	117.963	40.352	25.859	49	675.813	148.034	374.933	1.973
12.933	163.206	148.012	36.222	116.704	16.073	17.333	34.69	18.865	12.69	23.641	115.766	40.407	25.968	49	679.231	143.932	375.275	1.85
13.017	163.457	148.032	36.294	116.46	16.086	17.53	35.173	18.818	12.704	23.775	116.535	40.407	25.738	49	692.416	146.765	375.055	2.168
13.083	163.653	148.427	36.24	116.413	16.152	17.352	35.236	18.822	12.708	23.9	117.744	41.661	26.18	49	697.494	151.452	375.397	0.898
13.150	164.047	150.488	35.958	117.34	16.347	17.424	35.835	18.591	12.351	24.392	118.769	42.206	26.067	49	675.813	140.319	374.958	1.118
13.217	164.47	151.113	36.532	116.923	15.969	17.656	36.585	18.761	12.708	23.719	119.062	42.515	25.633	49	700.522	148.816	375.715	1.973
13.300	163.762	149.418	36.548	117.751	16.107	17.916	36.893	18.352	12.232	24.396	119.575	43.385	25.46	49	693.588	158.777	374.762	1.655
13.367	165.553	151.092	36.624	117.868	16.248	17.752	37.379	18.309	12.189	24.534	120.344	42.59	25.625	49	713.902	147.351	374.298	-0.421
13.433	164.724	150.445	37.31	117.396	15.926	17.613	37.714	18.658	12.665	24.038	120.417	43.489	25.633	49	706.089	161.707	374.689	1.508
13.517	165.718	152.527	37.118	118.552	16.519	17.353	38.223	18.641	12.402	24.561	120.38	42.72	25.74	49	699.057	144.128	373.223	-0.104
13.583	166.047	150.911	37.577	118.188	16.388	17.526	38.797	18.51	12.146	24.672	119.575	43.062	25.962	49	700.912	150.183	375.129	0.36
13.650	164.903	151.114	38.17	118.654	16.519	17.413	39.68	18.762	12.34	24.681	119.245	42.753	26.087	49	692.611	153.015	374.738	1.435
13.717	165.952	152.764	39.561	118.597	15.962	17.711	39.905	18.573	12.579	24.134	118.476	43.35	26.592	49	715.464	149.695	375.739	1.728
13.800	165.688	152.058	40.055	118.927	16.42	17.619	40.631	18.481	12.363	24.884	118.842	42.863	26.318	49	700.912	159.852	374.958	1.997
13.867	166.172	153.376	41.105	119.54	16.364	17.563	40.578	18.485	12.429	24.588	118.513	42.704	26.389	49	680.012	153.601	374.076	1.655
13.933	165.976	153.08	42.143	119.435	16.359	17.619	40.98	18.298	12.301	24.824	118.183	42.24	26.333	49	716.734	149.89	375.031	0.751
14.000	166.146	154.662	43.793	119.209	15.904	17.774	41.302	18.636	12.582	24.377	117.451	41.313	25.822	49	714.195	146.472	375.177	2.632
14.083	164.241	152.878	44.56	119.478	16.289	17.732	41.319	18.289	12.6	24.635	116.388	41.467	26.277	49	752.479	166.493	375.471	2.021
14.150	162.571	153.328	46.013	119.643	15.938	17.808	41.798	18.426	12.677	24.29	115.949	41.158	26.433	49	714.097	158.777	375.422	2.754
14.217	166.013	154.188	47.314	120.083	16.59	17.423	42.589	18.71	12.903	24.57	115.473	41.309	26.542	49	666.437	153.503	374.835	1.753
14.283	165.494	153.759	49.268	120.041	16.173	17.616	42.542	18.721	12.976	24.221	114.74	41.159	26.669	49	742.42	146.276	375.3	1.826
14.367	165.736	154.344	50.81	120.196	15.931	17.802	42.371	18.603	12.609	24.524	114.777	42.396	26.488	49	743.006	153.894	374.958	2.437
14.433	165.08	154.7	51.397	120.162	16.257	17.273	42.91	18.866	12.999	24.243	114.887	43.345	26.269	49	727.77	125.181	374.762	0.8
14.500	165.171	154.258	52.243	120.157	16.006	17.815	42.499	18.495	12.685	24.537	114.411	42.417	27.275	49	713.218	155.066	374.127	1.166
14.567	165.337	153.599	52.155	121.142	16.705	17.294	42.757	18.704	12.835	24.684	113.825	42.881	27.04	49	703.061	161.414	374.591	2.021
14.650	162.368	154.242	52.565	120.951	16.353	17.674	42.828	18.231	12.48	24.878	113.385	43.504	26.928	49	695.736	147.546	373.858	-0.568
14.717	165.207	154.051	53.363	121.461	16.296	17.617	42.774	18.418	12.546	24.882	113.092	43.935	27.55	49	707.554	155.359	376.106	2.998
14.783	164.122	154.217	54.348	120.62	16.076	17.824	42.682	18.443	12.694	24.666	112.543	43.935	27.535	49	740.271	151.55	374.518	0.922
14.850	163.937	154.127	54.356	121.54	16.757	17.285	43.153	18.877	12.949	24.495	112.653	43.471	26.932	49	713.609	149.695	375.373	1.875
14.933	163.779	153.821	54.678	121.018	16.556	17.267	43.02	19.042	13.115	24.237	112.287	44.554	26.658	49	709.312	146.179	375.764	0.849
15.000	164.199	153.03	54.834	120.651	16.052	17.922	42.369	18.357	12.608	24.642	111.664	44.239	26.474	49	721.813	148.816	376.032	3.121
15.067	164.69	153.138	54.507	121.625	16.676	17.265	42.96	18.736	13.052	24.836	112.03	43.157	26.165	49	719.664	146.374	375.153	1.215
15.133	161.565	154.209	54.904	120.866	16.067	17.754	42.384	18.616	13.115	24.117	111.481	42.374	25.891	49	731.774	148.523	375.861	2.314
15.217	163.906	154.678	54.715	121.659	16.29	17.733	42.479	18.534	12.663	25.116	111.224	42.838	24.724	49	717.515	157.898	375.177	0.995
15.283	161.76	155.086	54.907	121.679	16.07	17.94	42.155	18.254	12.626	24.84	110.6							

TEMPS (min)	T2 (°C)	T3 (°C)	T5 (°C)	T6 (°C)	T8 (°C)	T9 (°C)	T10 (°C)	T12 (°C)	Torch_In (°C)	Torch_Out (°C)	Pression (PSig)	Echang_1 (LPM)	Echang_2 (LPM)	Torche (LPM)	Tension (V)	Courant (Amp)	Gaz_Air (LPM)	Gaz_Ar (LPM)
15.717	164.216	154.457	54.232	122.39	16.501	17.699	42.158	18.196	12.752	24.963	110.565	41.629	25.631	49	730.407	151.355	376.106	2.388
15.783	163.936	154.417	54.637	121.741	16.084	17.649	42.11	18.389	13.009	24.673	109.613	41.398	25.776	49	685.579	163.075	374.42	-0.861
15.850	163.544	154.895	54.516	122.037	16.075	17.762	42.449	18.198	12.815	24.664	109.613	40.636	25.724	49	736.462	143.346	375.251	1.337
15.917	163.418	154.865	53.915	122.764	16.769	17.236	43.049	18.646	13.146	24.747	109.54	40.327	26.069	49	681.087	148.523	373.932	0.58
15.983	164.086	154.277	53.853	122	16.58	17.413	42.696	18.518	12.893	25.161	109.357	40.184	25.303	49	695.541	147.253	376.203	1.313
16.067	163.621	155.167	54.154	122.27	16.05	17.677	42.541	18.234	12.914	24.7	108.734	40.393	25.029	49	699.35	140.416	376.13	1.777
16.133	163.997	155.013	53.578	122.564	16.589	17.788	42.299	18.223	12.78	25.05	109.32	40.543	24.97	49	743.201	153.801	375.373	0.971
16.200	163.126	154.424	53.684	122.608	16.521	17.354	42.755	18.702	13.326	24.382	109.32	40.151	24.159	49	709.995	153.015	375.617	1.362
16.283	163.59	154.213	53.268	122.742	16.743	17.454	42.561	18.498	12.996	25.081	109.466	38.583	23.94	49	718.883	144.909	376.301	2.021
16.350	163.29	155.027	53.199	123.236	16.607	17.562	42.548	18.363	12.983	25.008	109.247	39.201	24.857	49	681.087	144.03	375.495	1.533
16.417	162.868	154.747	53.211	122.944	16.438	17.698	42.272	18.255	12.935	25.141	109.1	40.471	25.017	49	718.59	155.945	375.837	-0.739
16.483	163.502	154.61	53.051	123.509	16.754	17.16	42.571	18.874	13.376	24.732	108.771	40.548	24.963	49	690.072	155.554	375.324	1.704
16.567	163.536	154.984	53.034	122.028	16.553	17.386	42.554	18.856	13.419	24.594	108.478	40.707	24.827	49	730.407	152.136	374.005	-0.69
16.633	163.882	154.751	52.932	122.847	16.259	17.946	42.102	18.26	12.878	25.206	108.917	41.325	24.479	49	701.792	159.168	376.496	1.997
16.700	162.561	155.213	52.905	122.469	16.963	17.308	42.538	18.535	13.218	25.057	108.954	40.541	24.752	49	648.271	146.862	375.788	1.24
16.767	162.243	155.426	53.268	123.197	16.255	17.759	42.098	18.377	13.242	24.841	108.514	40.85	24.862	49	719.957	150.476	376.692	1.948
16.850	163.8	154.668	53.062	123.064	16.216	17.964	42.004	18.217	13.019	25.224	108.661	43.102	24.756	49	713.414	142.37	375.177	1.435
16.917	162.76	154.2	52.744	123.992	16.484	17.743	42.083	18.301	12.796	25.306	108.221	42.234	24.863	49	691.732	145.3	374.127	1.337
16.983	163.113	155.673	53.215	123.705	16.198	17.885	41.987	18.381	13.37	25.086	108.368	45.332	24.804	49	717.515	156.922	375.446	0.654
17.050	162.309	155.493	52.836	123.973	16.216	17.842	41.888	18.278	13.204	25.044	108.368	45.785	24.507	49	706.577	147.741	376.179	1.093
17.133	161.15	155.392	52.605	124.574	16.822	17.289	42.463	18.699	13.384	25.039	108.588	44.515	24.178	49	699.155	153.406	376.106	1.557
17.200	161.897	155.175	52.484	124.853	16.854	17.321	42.551	18.609	13.17	25.25	108.917	45.443	24.46	49	720.055	151.452	375.422	1.484
17.267	163.063	155.768	52.59	124.259	16.441	17.701	42.159	18.319	13.061	25.324	108.441	45.593	25.086	49	690.072	146.667	376.13	2.266
17.333	162.765	156.438	53.259	124.249	16.307	17.628	42.205	18.611	13.418	24.832	108.111	44.669	25.908	49	688.216	141.393	376.179	0.776
17.417	162.849	156.135	52.678	124.436	16.902	17.186	42.538	18.778	13.648	24.997	108.734	45.751	26.127	49	723.278	142.37	375.642	1.679
17.483	162.717	155.71	53.259	124.148	16.307	17.628	42.089	18.55	13.663	24.772	107.782	45.133	26.291	49	679.719	154.089	374.738	0.458
17.550	162.387	156.057	53.211	124.307	16.377	17.576	42.272	18.62	13.672	24.781	108.111	43.344	26.51	49	663.019	157.703	375.739	0.336
17.617	163.12	155.922	53.054	124.268	16.757	17.224	42.4	18.877	13.686	24.735	108.478	44.577	26.334	49	725.719	166.102	375.446	0.58
17.700	163.906	155.794	52.734	124.79	16.717	17.672	41.957	18.351	13.278	25.475	108.148	42.411	26.228	49	684.407	148.034	374.811	1.215
17.767	162.938	155.208	53.067	124.38	16.465	17.359	42.124	18.708	13.7	24.688	108.295	41.649	26.176	49	693.197	163.465	375.813	1.631
17.833	163.419	155.254	53.18	124.279	16.404	17.481	42.068	18.587	13.639	24.808	108.002	42.131	26.286	49	730.016	152.82	376.032	1.826
17.900	163.238	155.508	53.136	124.392	16.357	17.739	41.847	18.296	13.591	24.942	108.221	41.204	26.114	49	727.087	152.136	375.055	1.899
17.983	163.628	154.543	52.463	124.7	16.914	17.32	42.144	18.608	13.537	25.369	108.771	41.359	25.84	49	731.872	153.601	375.373	0.947
18.050	162.582	155.914	52.931	124.007	16.38	17.518	41.985	18.38	13.614	25.084	108.295	41.668	25.182	49	752.772	154.285	375.813	0.727
18.117	162.403	154.908	52.776	124.475	16.58	17.778	41.827	18.214	13.324	25.46	108.295	42.75	25.35	49	696.908	156.238	374.835	0.531
18.183	163.576	155.316	52.742	124.545	16.665	17.132	42.429	18.907	13.901	25.244	108.221	43.059	25.131	49	692.123	149.402	375.544	1.191
18.267	163.626	155.851	52.914	124.244	16.423	17.621	41.852	18.422	13.903	24.886	108.185	43.192	25.185	49	729.138	158.387	375.495	1.093
18.333	163.482	153.325	52.8	124.395	16.85	17.317	42.489	18.787	13.964	25.006	102.581	42.728	25.745	49	51.053	16.676	375.764	1.557
18.400	162.201	151.347	52.935	124.666	16.323	17.705	41.178	18.445	13.803	25.089	98.369	42.419	25.745	49	20.485	15.699	382.456	2.241
18.467	157.765	149.643	51.861	124.418	16.389	17.466	39.788	18.632	14.053	21.783	94.487	43.346	25.633	49	19.41	15.797	384.704	0.8
18.550	155.21	147.796	50.509	124.278	16.464	17.541	38.228	18.463	13.883	17.245	90.825	43.482	25.632	49	11.695	13.648	385.607	1.118
18.617	154.541	145.847	48.753	124.441	16.722	17.189	36.955	18.842	13.896	16.343	87.822	43.946	26.016	49	17.945	18.922	402.095	20.365
18.683	148.653	144.82	47.385	123.839	16.421	17.62	35.26	18.482	13.962	15.797	79.471	43.747	26.016	49	20.094	19.508	377.986	0.312
18.750	147.58	141.771	45.551	124.447	16.973	17.135	35.087	18.728	13.781	16.167	72.879	43.897	25.632	49	20.094	20.094	323.37	1.875
18.833	143.96	139.211	44.639	123.95	17.104	17.266	33.919	18.858	13.975	15.993	67.715	40.806	25.303	49	19.801	20.777	292.74	0.336
18.900	142.155	136.65	43.791	122.854	16.696	17.711	32.286	18.39	13.625	16.072	59.987	42.087	25.632	49	20.485	20.875	205.905	3.463
18.967	137.435	134.037	43.412	121.763	16.722	17.432	31.424	18.781	14.081	15.303	53.688	41.8	25.358	49	19.801	19.606	191.64	-0.25
19.033	135.289	131.73	42.529	121.749	16.949	17.416	30.342	18.643	13.941	15.837	49.147	42.418	24.92	49	21.266	21.07	193.375	2.461
19.117	133.082	130.312	42.044	121.173	16.865	17.271	29.607	18.62	13.918	15.691	45.557	42.568	25.468	49	21.363	20.582	198.211	1.679
19.183	130.912	129.285	42.13	120.184	16.284	17.787	28.148	18.345	13.763	15.476	42.481	42.567	26.183	49	20.289	19.801	199.652	2.339
19.250	129.411	127.98	41.259	120.081	17.014	17.237	28.206	18.769	14.068	15.535	40.247	42.104	26.301	49	19.508	21.168	200.507	2.656
19.317	127.032	126.602	41.233	119.145	16.316	17.697	26.927	18.437	13.795	15.508	37.83	42.557	25.918	49	20.094	19.996	201.802	2.534
19.400	123.067	125.305	40.317	119.308	17.001	17.224	26.641	18.816	14.054	15.399	36.877	41.982	25.661	49	20.485	21.266	202.119	2.485
19.467	120.844	124.248	40.435	118.293	16.453	17.469	25.865	18.453	14.179	15.033	34.79	42.291	26.263	49	19.899	20.192	202.315	2.388
19.533	119.939	122.992	39.803	118.3	17.132	17.233	25.693	18.703	14.002	15.653	33.801	43.672	25.057	49	20.973	21.559	202.363	2.583
19.600	117.634	121.505	39.547	117.974	16.863	17.513	24.71	18.192	13.794	15.812	32.592	42.7	24.838	49	21.266	19.899	203.047	1.924
19.683	117.369	120.786	39.303	117.811	17.034	17.196	24.578	18.789	14.334	15.127	32.263	43.936	25.296	49	20.777	21.07	202	

TEMPS (min)	T2. (oC)	T3 (oC)	T5 (oC)	T6 (oC)	T8 (oC)	T9 (oC)	T10 (oC)	T12 (oC)	Torch_In (oC)	Torch_Out (oC)	Pression (PSIg)	Echang_1 (LPM)	Echang_2 (LPM)	Torche (LPM)	Tension (V)	Courant (Amp)	Gaz_Air (LPM)	Gaz_Ar (LPM)
20.100	113.73	122.54	38.233	115.295	16.952	17.419	23.475	18.524	13.883	15.717	29.662	43.333	25.252	49	20.875	21.07	202.266	2.461
20.167	112.691	123.131	38.216	114.667	16.567	17.888	23.036	18.262	13.926	15.699	29.003	43.466	25.142	49	21.168	19.899	202.486	2.559
20.250	112.458	123.457	37.95	114.69	16.961	17.428	23.304	18.655	14.076	15.665	29.113	42.186	26.456	49	20.875	21.07	202.534	1.973
20.317	111.048	124.491	38.446	113.795	16.564	17.336	23.214	18.807	14.536	14.838	28.344	46.822	26.863	49	19.801	19.606	202.608	2.461
20.383	109.726	124.404	37.82	113.297	16.703	17.658	22.567	18.094	13.939	15.529	23.803	46.535	26.733	49	21.266	21.07	207.42	5.417
20.450	110.528	124.031	37.388	112.866	17.167	17.329	24.829	18.738	14.16	15.749	21.825	47.463	26.898	49	20.68	21.559	202.534	1.533
20.533	108.619	124.46	37.733	111.938	16.612	17.384				14.522	14.702	20.836	47.153	49	19.313		202.828	
20.600	107.63	124.32	37.255	112.34	17.211	17.068	25.651	18.782	14.511	15.304	20.213	47.403	26.012	49	20.192	21.363	202.632	1.924
20.667	106.86	124.727	37.376	111.984	17.155	17.073	25.296	18.848	14.516	15.064	19.554	46.631	26.286	49	19.703	20.875	202.486	2.07
20.733	106.298	124.43	37.559	111.118	16.552	17.933	24.344	18.125	13.972	15.806	18.199	46.959	26.165	49	21.559	19.606	202.657	2.339
20.817	105.625	124.33	37.267	111.221	17.223	17.202	24.644	18.551	14.278	15.867	18.602	47.599	26.658	49	20.68	21.461	202.168	2.144
20.883	103.458	124.995	37.746	110.151	16.747	17.336	24.176	18.746	14.842	14.777	17.576	46.694	26.603	49	20.094	19.41	202.144	1.704
20.950	102.79	124.65	37.813	109.49	16.451	17.589	24.065	18.877	14.79	14.848	17.1	46.907	27.703	49	20.192	19.703	202.241	2.095
21.017	101.501	124.409	37.534	109.45	17.014	17.237	23.838	19.012	14.865	14.861	17.027	43.077	27.734	49	19.801	19.703	201.973	1.435
21.100	101.128	123.997	37.816	109.183	16.393	18.079	23.045	18.15	14.303	15.525	16.807	42.127	27.843	49	21.168	20.875	202.363	2.779
21.167	100.858	123.837	37.338	108.607	16.505	18.069	23.275	18.261	14.231	15.82	15.855	42.591	28.078	49	21.168	19.899	201.997	2.29
21.233	98.6	123.371	37.091	108.647	16.979	17.568	23.141	18.43	14.585	15.745	15.416	43.364	27.996	49	20.68	20.192	202.217	2.192
21.300	95.749	123.251	37.42	107.75	16.468	17.971	22.215	18.224	14.623	15.477	13.658	44.346	27.886	49	21.363	21.07	202.388	2.144
21.383	93.472	123.188	36.996	107.582	17.307	17.286	22.2	18.513	14.24	15.951	12.339	44.192	27.781	49	20.192	21.168	201.704	1.606
21.450	90.674	122.99	37.352	106.242	16.641	18.082	21.117	18.275	14.306	15.956	9.666	44.813	28.066	49	21.168	20.289	202.583	2.632
21.517	87.813	123.45	37.709	105.679	16.587	17.603	20.338	18.647	15.11	14.923	9.556	43.864	27.409	49	19.899	19.606	202.412	2.534
21.583	87.065	122.69	37.064	106.711	17.011	17.661	20.214	18.583	14.495	15.777	10.618	43.554	27.714	49	20.777	20.973	202.217	1.948
21.667	84.615	122.595	37.363	106.666	17.08	17.181	20.403	18.956	15.115	14.743	12.083	44.621	26.617	49	19.801	20.68	204.586	1.802
21.733	76.125	121.66	37.159	107.467	16.622	17.942	20.494	18.074	14.41	15.326	12.742	43.11	26.134	49	21.461	20.485	203.34	2.632

## BIBLIOGRAPHIE

- ATI ORION (1995) *Instruction Manual Model 9406 Cyanide Half-Cell Model 9606 Sure Flow Combination Cyanide Electrode*, 48 p.
- BHAKTA, D., SHUKLA, S.S., CHANDRASEKHARALAH, M.S., MARGRAVE, J.L. (mars 1992) *A Novel Photocatalytic Method for Detoxification of Cyanide Wastes*, Environmental Science & Technology, **26**, p. 625-626.
- BONAN, A., TEIXEIRA, L.A., KOHLER, H.M. (février 1994) *Kinetics of the Oxidation of Free and Copper Cyanides in Aqueous Solutions with Hydrogen Peroxide*, Extraction and Processing for the Treatment and Minimization of Wastes 1994, San Diego, California, p. 357-367.
- BONTRON, J.-C., LARONZE, D., PERSONNET, P. (février 1993) *The SPLIT Process: Aluminium Pechiney Method for the Safe Disposal of Spent Potlining*, Light Metals 1993, Denver, Colorado, p. 393-397.
- BOULOS, M.I., FAUCHAIS, P., PFENDER, E. (1994) *Thermal Plasmas: Fundamentals and Applications*, New York, Plenum Press, Volume 1, 452 p.
- BOULOS, M.I. (1996) *Notes de cours: Technologie des plasmas thermiques GCH-760*, Université de Sherbrooke.
- BOURCIER, G., STRAHAN, D.F., FELLING, G. (février 1994) *Commercial Uses for Spent Potliner By-Product*, Extraction and Processing for the Treatment and Minimization of Wastes 1994, p. 661-670.
- BROOKS, D.G., CUTSHALL, E.R., BANKER, D.B., STRAHAN, D.F. (mars 1992) *Thermal Treatment of Spent Potliner in a Rotary Kiln*, Light Metals 1992, San Diego, California, p. 283-287.
- CADOTTE, A.P., LAUGHLIN, R.G.W., ROBEY, H., COBB, D. (novembre 1981) *Development of a Reactor to Eliminate Cyanide in Electroplating Effluents*, Plating and Surface Finishing, **68**, n° 63.
- CHEREMISINOFF, P.N. (1990) *Encyclopedia of Environmental Control Technology*, Houston, Gulf Publishing Company, Tome 4, 764 p.
- COLE-PARMER INSTRUMENT COMPANY *Operating Instructions Cole-Parmer 27502-16,-17 Cyanide Electrodes*, 12 p.
- CORNING GLASS WORKS (1980) *Iodide/Cyanide Electrode operating instructions and technical specifications*, Medfield, Maryland, 9 p.

- DE NEVERS, N. (1995) *Air Pollution Control Engineering*, New York, McGraw-Hill, 506 p.
- DEUTSCHMAN, J.E., JOHNSON, D.O., LOBOS, J.S., REID, A.S. (février 1987) *A Process to Produce from Potlining an Inert Residue Suitable for Landfill Sites*, Light Metals 1987, Denver, Colorado, p. 669-675.
- ÉDITEUR OFFICIEL DU QUÉBEC (à jour au 1<sup>er</sup> octobre 1996) *Règlements sur les déchets dangereux [Q-2, r.3.01]*, Québec, 32 p.
- GARRISON, R.L., MAUK, C.E., PRENGLE, H.W. Jr. *Advanced Ozone-Oxidation System for Complexed Cyanides*, Paper based on Work Performed by Houston Research Inc., Contract F29601-72-C-0065 with the Air Force Weapons Laboratory, Air Force Systems Command, United States Air Force, Kirtland Air Force Base, New Mexico.
- GOLDMAN, J.H. (février 1987) *Regulatory Requirements for Spent Potliner*, Light Metals 1987, Denver, Colorado, p. 647-658.
- GUROL, M.D., BREMEN, W.M., HOLDEN, T.E. (février 1985) *Oxidation of Cyanides in Industrial Wastewaters by Ozone*, Environmental Progress, 4, n° 1, p. 46-51.
- GRIESHABER, K.W., PHILIPP, C.T., BENNETT, G.F. (1994) *Process for Recycling Spent Potliner and Electric Furnace Dust into Commercial Products Using Oxygen Enrichment*, Waste Management, 14, n° 3-4, p. 267-276.
- HEISE, G.W., FOOTE, H.E. (1920) *The Production of Ammonia and Formates from Cyanides*, Journal of Industrial and Engineering Chemistry, 12, p. 331-336.
- HOERTH, J., SCHINDEWOLF, U., ZBINDEN, W. (1973) *Entgiftung von Cyanid-Abfällen durch Verseifung*, Chem.-Ing.-Tech., 45, p. 641.
- HOPKINS, T., MERLINE, P. (1995) *Comtor Process for Treatment of Spent Potlining*, Mineral Processing and Extractive Metallurgy Review, 15, p. 247-255.
- KASIREDDY, V.K. (1996a) *Cyanures Totaux*, Communication privée.
- KASIREDDY, V.K. (janvier 1996b) *Comparison of the Rate of Cyanide Decomposition by Thermal and Plasma Destruction*, Communication privée.
- KASIREDDY, V.K., BERNIER, J.-L., SOUCY, G., FORTIN, L. (août 1996) *Destruction of Cyanides in Spent Potlining Leachate*, 35e Conférence Annuelle des métallurgistes de l'ICM, Montréal, Québec, p.129-137.
- KIMMERLE, F.M., BERNIER, J.-L., KASIREDDY, V.K., HOLYWELL, G. (février 1994) *Chemical Recovery from Spent Potlining*, Extraction and Processing for the Treatment and Minimization of Wastes 1994, San Francisco, California, p. 671-685.

- KIMMERLE, F.M., GIRARD, P.W., ROUSSEL, R., TELLIER, J.-G. (mars 1989) *Cyanide Destruction in Spent Potlining*, Light Metals 1989, Las Vegas, Nevada, p. 387-394.
- KIRK, B.S., OTHMER, D.F. (1993) *Encyclopaedia of Chemical Technology*, New York, 4<sup>e</sup> édition, John Wiley and Sons Inc., Volume 7, 1117 p.
- LAWS, B.C., FOURNIER, L.B., MATHRE, O.B. (1973) *A Peroxygen System for Destroying Cyanide in Zinc and Cadmium Electroplating Wastewaters*, Plating, **60**, p. 60
- LICHT, S., PERAMUNAGE, D. (mai 1990) *Efficient Photoelectrochemical Solar Cells from Electrolyte Modification*, Nature, **345**, p. 330-333.
- MEEUSSEN, J., MEINDERT, G.K., DE HAAN, F.A.M. (1992) *Chemical Stability and Decomposition Rate of Iron Cyanide Complexes in Soil Solutions*, Environ. Sci. Technol., **26**, n° 3, p. 511-516.
- MIDLER, M. Jr., BAGNER, C.M., WILDMAN, A.S., VENKATARAMANI, E.S. (novembre 1992) *Destruction of Cyanides by Alkaline Hydrolysis in a Pipeline Reactor*, Environmental Progress, **11**, n° 4, p. 251-255.
- MISHRA, V.P., JOSHI, J.B. (mai 1987) *Kinetics Reactions of Cyanide Ion at High Temperature*, Indian Journal of Technology, **25**, p. 235-238.
- PADIYAR, V., MISHRA, V.S., JOSHI, J.B. (février 1995) *Cyanide Detoxification- A Review*, Transactions of the Inst. Chem. Eng. Part B, **73**, n° 1, p. 33-51.
- PARKINSON, G. (mai 1994) *New Technology Takes Aim at Aluminium Processing Waste*, Chemical Engineering, **101**, n° 5, p. 44-52.
- RICKMAN, W.S., YOUNG, J.E. (février 1987) *Recent Developments concerning Circulating Bed Combustion of Spent Potlining*, Light Metals 1987, Denver, Colorado, p. 659-662.
- ROBUCK, S.J., LUTHY, R.G. (1989) *Destruction of Iron Complexed Cyanide by Alkaline Hydrolysis*, Wat. Sci. Tech., **21**, p. 547-558.
- SOLOUKHIN, R.I., GOULARD R. (1987) *Radiative Heat Transfer in High-Temperature Gases*, New York, Hemisphere Publishing Corporation, 309 p.
- SPALEK, O., BALEJ, J., PASEKA, I. (1982) *Kinetics of the Decomposition of Hydrogen Peroxide in Alkaline Solutions*, Journal of the Chemical Society, Faraday Transactions Part I, **78**, p. 2349-2359
- TAN, T.C., TEO, W.K. (avril 1987) *Destruction of Cyanides by Thermal Hydrolysis*, Plating and Surface Finishing.

WEDL, L.D., FULK, R.J. (novembre 1991) *Cyanide Destruction in Plating Sludges by Hot Alkaline Chlorination*, Metal Finishing, **89**, p. 33-37.

WELLWOOD, G.A., KIDD, I.L., NIVEN, R. (mars 1992) *The Comtor Process for Spent Potlining Detoxification*, Light Metals 1992, San Diego, California, p. 277-282.

WOLFBEISS, E., SCHINDEWOLF, U. (1976) *Halbtechnische Untersuchungen zur Gegenseitigen Oder Unabhangigen Zerstörung von Abfallcyaniden und Abfallnitriten*, Chem.-Ing.-Tech., **45**, n° 1, p. 63.